

**Untersuchung von Möglichkeiten zur Wirkungsgradsteigerung von
braunkohlegefeuerten IGCC-Kraftwerken mit CO₂-Abtrennung**

Von der Fakultät für Maschinenbau, Verfahrens- und Energietechnik
der Technischen Universität Bergakademie Freiberg

genehmigte

DISSERTATION

zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor-Ingenieur

Dr.-Ing.

vorgelegt

von Dipl.-Ing. Michael Trompelt

geboren am 01.07.1979 in Werdau

Gutachter:

Prof. Dr.-Ing. Bernd Meyer, Freiberg

Prof. Dr.-Ing. habil. Jens-Uwe Repke, Freiberg

Tag der Verleihung: 01.07.2014

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während und nach meiner Tätigkeit am Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen (IEC) der Technischen Universität Bergakademie Freiberg.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Bernd Meyer für die Möglichkeit der Promotion und die äußerst interessante Aufgabenstellung sowie für die wissenschaftliche Betreuung der Arbeit. Die offene Art, die zahllosen kritischen Diskussionen und die entgegenkommende Unterstützung waren mir immer ein großer Ansporn an das Gelingen der Arbeit zu glauben.

Weiterhin möchte ich mich bedanken bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Jens-Uwe Repke für die Übernahme des Zweitgutachtens und bei Herrn Dr.-Ing. Peter Seifert für die wohlwollende Begleitung aller unserer Projekte sowie die wissenschaftliche Betreuung meiner Arbeit am Institut.

Den Mitarbeitern des Instituts für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen danke ich für die angenehme Arbeitsatmosphäre. Besonders den ehemaligen Mitarbeitern der Arbeitsgruppen „IGCC“ und „Flowsheet Simulation“ gilt mein Dank für die stete Diskussionsbereitschaft und die wertvollen Hinweise bei der Bewältigung der umfangreichen Modellierungsarbeiten. Ein weiterer besonderer Dank gilt Herrn Tom Weickert für seine engagierte Arbeit am Institut während seines Studiums.

Meinen Freunden danke ich für die Unterstützung und Ermutigung in schweren Zeiten und den festen Glauben an das Gelingen meiner Arbeit. Im Besonderen gilt Herrn Dr. Thomas Eibisch und Frau Dr. Katrin Bauer großer Dank, sowie Nicole aufgrund Ihres Verständnisses zur Bewältigung der letzten Meter.

Zuletzt aber gilt mein besonderer Dank meinen Eltern. Sie haben diese Arbeit durch ihre fortwährende Unterstützung während meiner gesamten Ausbildung und durch ihr Vertrauen in die Richtigkeit meiner Entscheidungen erst ermöglicht.

Diese Arbeit widme ich meinem Vater.

Michael Trompelt

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis	III
Tabellenverzeichnis	VIII
Symbol- und Abkürzungsverzeichnis	X
1 Einleitung und Zielsetzung	1
2 Grundlagen und Methodik	3
2.1 IGCC und CCS	3
2.2 Gewählte Randbedingungen	6
2.3 Untersuchte Konzepte	7
2.4 Grundlagen der Konzeptbewertung	10
2.4.1 Energetische Analyse	10
2.4.2 Exergetische Analyse	11
2.4.3 Kohlenstoffbilanz	13
2.5 Verfahrenstechnische Simulationswerkzeuge	14
3 IGCC-CCS-Kraftwerksprozess	15
3.1 Vergasung	16
3.1.1 Reaktionen	16
3.1.2 Fluidodynamische Klassifizierung	17
3.1.3 Vergasungstechnologien	18
3.1.4 Flowsheet Simulation der Vergasungstechnologien	23
3.1.5 Vergleich der abgebildeten Vergasungstechnologien	27
3.2 Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung	29
3.2.1 Technologie der Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung	29
3.2.2 Flowsheet Simulation der Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung	30
3.3 Sauerstoffbereitstellung	32
3.3.1 Technologie der kryogenen Luftzerlegung	33
3.3.2 Flowsheet Simulation der kryogenen Luftzerlegung	35
3.3.3 Potenziale	35
3.4 Gaskonditionierung	38
3.4.1 Kühlung, Entstaubung und Spurstoffentfernung	38
3.4.2 CO-Konvertierung	42
3.4.3 CO ₂ - und H ₂ S-Abtrennung	50
3.4.4 H ₂ S-Aufbereitung	52
3.4.5 CO ₂ -Verdichtung und -Speicherung	54
3.4.6 Reingaskonditionierung	56

3.5	Stromerzeugung im GuD-Prozess	57
3.5.1	Technologie des GuD-Prozesses	57
3.5.2	Flowsheet Simulation des GuD-Prozesses	58
3.5.3	Potenziale	60
3.6	Gesamtkonzepte für IGCC-CCS-Kraftwerke zum gegenwärtigen Stand der Technik	66
3.7	Betrachtungen zu Strängigkeit und Verfügbarkeit der Gesamtkonzepte für IGCC-CCS-Kraftwerke zum gegenwärtigen Stand der Technik	71
4	Konzeptstudien	73
4.1	Konservative Annahmen zum gegenwärtigen Stand der Technik	73
4.2	Verringerte Braunkohletrocknung zum gegenwärtigen Stand der Technik	79
4.3	Modifizierte CO-Konvertierung zum gegenwärtigen Stand der Technik	81
4.3.1	Quenchkonvertierung	82
4.3.2	Isotherme katalytische CO-Konvertierung	85
4.3.3	Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung	89
4.4	Konservative Annahmen zum Stand der Technik im Jahr 2025	93
4.5	Innovatives Potenzial zum Stand der Technik im Jahr 2025	97
5	Zusammenfassung	101
	Literatur	107
	Anlagen A	114
	Anlagen B	116
	Anlagen C	127
	Weitere Anlage: CD mit Modellen und Auswertungen der Einzelkonzepte	

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1:	CO ₂ -Reduzierung bei kommerziellen Kohlekraftwerken durch Wirkungsgradsteigerung und CCS [3]	3
Abbildung 2.2:	CCS-Technologien im Überblick [4]	4
Abbildung 2.3:	Produktflexibilität des IGCC-Prozesses (nach [13])	6
Abbildung 2.4:	Gestaltung der untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte	9
Abbildung 2.5:	Bilanzräume der exergetischen Betrachtung	13
Abbildung 3.1:	Aufbau eines IGCC-Prozesses mit CO ₂ -Abtrennung	15
Abbildung 3.2:	Shell-Kohlevergasung Reaktionsraum (nach [23]) und mit Abhitzesystem (nach [24])	20
Abbildung 3.3:	Reaktionsraumvarianten der Siemens-Kohlevergasung (nach [25])	21
Abbildung 3.4:	Kühlschirm der Siemens-Kohlevergasung [26]	21
Abbildung 3.5:	Siemens-Kohlevergasung mit Kühlschirm und Wasser-Quench (nach [25]) sowie mit Partialquench und Abhitzeverwertungssystem (nach [26])	22
Abbildung 3.6:	HTW-Kohlevergasung [32]	23
Abbildung 3.7:	Verfahrensschema zum Modell des Shell-Typ-Vergasers	24
Abbildung 3.8:	Vergleich von Rohgas- und Schlackeweg im Siemens- und Shell-Typ-Vergaser	25
Abbildung 3.9:	Verfahrensschema zum Modell des Siemens-Typ-Vergasers	26
Abbildung 3.10:	Verfahrensschema zum Modell des HTW-Typ-Vergasers	27
Abbildung 3.11:	Wirbelschichttrocknung mit interner Abhitzenutzung [39]	30
Abbildung 3.12:	Modell des WTA-Prozesses in EBSILON® Professional	31
Abbildung 3.13:	Prozesse der Luftzerlegung	32
Abbildung 3.14:	Prinzip einer in einen IGCC-Kraftwerksprozess integrierten LZA	33
Abbildung 3.15:	Spezifischer Energiebedarf der O ₂ -Anreicherung in Abhängigkeit von O ₂ -Reinheit und Anlagengröße [47]	34
Abbildung 3.16:	Schematischer Aufbau des ITM-Prozesses mit geeigneten Betriebsparametern (nach [53])	36
Abbildung 3.17:	Verschaltung zur adiabatisch betriebenen katalytischen CO-Konvertierung	45
Abbildung 3.18:	Vergasung und Rohgaskühlung im Potenzialkonzept „Siemens-Quenchkonvertierung“	47
Abbildung 3.19:	Vergasung und Rohgaskühlung im Potenzialkonzept „HTW-Quenchkonvertierung“	47
Abbildung 3.20:	Vergasung und Rohgaskühlung im Potenzialkonzept „Shell-Quenchkonvertierung“	47
Abbildung 3.21:	Isotherm betriebener Reaktor [68]	48
Abbildung 3.22:	Verschaltung zur isotherm betriebenen katalytischen CO-Konvertierung	49
Abbildung 3.23:	Verfahrensbild der Rectisol®-Wäsche [69]	52

Abbildung 3.24:	OxyClaus®-Verfahren zur Schwefelrückgewinnung (nach [71]).....	53
Abbildung 3.25:	Modell der Kompression der CO ₂ -reichen Ströme in EBSILON® Professional	55
Abbildung 3.26:	Prozessführung der Reingaskonditionierung	56
Abbildung 3.27:	Gasturbinenmodell.....	59
Abbildung 3.28:	Allgemeiner 3-Druck-AHDE	60
Abbildung 3.29:	Vereinfachtes Schema des Gasturbinenmodells mit ITM-Prozess.....	63
Abbildung 3.30:	Verlauf der Gaszusammensetzung der Basiskonzepte	66
Abbildung 3.31:	Spezifische Exergieverluste der Basiskonzepte	70
Abbildung 4.1:	Spezifische Exergieverluste der Konzepte „konservativ“	78
Abbildung 5.1:	Vergleich von energetischem Nettowirkungsgrad (Hu) und C-Rückhaltegrad aller Konzepte	101
Abbildung 5.2:	Vergleich von exergetischem Nettowirkungsgrad (Hu) und C-Rückhaltegrad aller Konzepte	102

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1:	Ehemalige und in Betrieb befindliche IGCC-Kraftwerke (nach [7])	5
Tabelle 2-2:	Rückkühl- und Umgebungsbedingungen	7
Tabelle 2-3:	Nummer und Bezeichnung der untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte	8
Tabelle 2-4:	Bezugssystem	11
Tabelle 3-1:	Haupt- und Nebenreaktionen der Vergasung sowie deren Reaktionsenthalpie bei 25 °C, 1,01325 bar [21]	16
Tabelle 3-2:	Industrielle Vergasungsprinzipien für feste Einsatzstoffe	18
Tabelle 3-3:	Prozessvarianten von Flugstromvergasungstechnologien	19
Tabelle 3-4:	Bandbreite an Stoffeigenschaften eingesetzter Vergasungsstoffe der Shell-Kohlevergasung	20
Tabelle 3-5:	Druckverluste der Gasreinigung	28
Tabelle 3-6:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Vergasungstechnologien	28
Tabelle 3-7:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung des WTA-Prozesses	31
Tabelle 3-8:	Randbedingungen und Ergebnisse der in die Konzepte implementierten LZA	35
Tabelle 3-9:	Elektrischer Eigenbedarf der externen N ₂ -Bereitstellung	37
Tabelle 3-10:	Grenzkorngrößen unterschiedlicher Staubabscheider [57]	39
Tabelle 3-11:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung von Rohgaskühlung und Wasserwäsche der Basiskonzepte	41
Tabelle 3-12:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der CO-Konvertierung	50
Tabelle 3-13:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Rectisol®-Wäsche	52
Tabelle 3-14:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Verdichtung der CO ₂ -reichen Ströme aller Basiskonzepte und deren Potenzialstudien zum gegenwärtigen Stand der Technik	55
Tabelle 3-15:	Eigenschaften von Gasturbinenklassen [79]	57
Tabelle 3-16:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Gasturbine für alle Konzepte zum gegenwärtigem Stand der Technik und den Potenzialkonzepten „2025-konservativ“	62
Tabelle 3-17:	Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Gasturbine mit integriertem ITM-Prozess	64
Tabelle 3-18:	Randbedingungen der Modellierung von AHDE und Dampfturbine für alle Basiskonzepte und deren Potenzialkonzepte zum gegenwärtigen Stand der Technik und zum Stand der Technik im Jahr 2025	65
Tabelle 3-19:	Gesamtbilanz der Basiskonzepte	67
Tabelle 3-20:	Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Basiskonzepte	69
Tabelle 4-1:	Potenzialkonzepte	73

Tabelle 4-2:	Auslegungsänderungen konservative Konzepte gegenüber Basiskonzepte.....	74
Tabelle 4-3:	Gesamtbilanz der Konzepte „konservativ“	74
Tabelle 4-4:	Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Konzepte „konservativ“	77
Tabelle 4-5:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte	79
Tabelle 4-6:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „VSfeucht“	80
Tabelle 4-7:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte	82
Tabelle 4-8:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“	83
Tabelle 4-9:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte	85
Tabelle 4-10:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „isotherm“	86
Tabelle 4-11:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte	89
Tabelle 4-12:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung-isotherm“	90
Tabelle 4-13:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte	93
Tabelle 4-14:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“	94
Tabelle 4-15:	Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte „2025-innovativ“ gegenüber Potenzialkonzepte „2025-konservativ“	97
Tabelle 4-16:	Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“	98

Symbol- und Abkürzungsverzeichnis

römisch groß

\dot{E}	Exergiestrom	MW
ΔG_0	freie Enthalpie	kJ/kmol
H	Henry-Koeffizient	bar
H _o	Brennwert	kJ/kg
H _u	Heizwert	kJ/kg, MJ/kg
ΔH_0	Enthalpie	kJ/kmol
ΔH_R	Reaktionsenthalpie	kJ/mol
K _p	Gleichgewichtskonstante	-
P	Leistung	MW
\dot{Q}	Wärmestrom	MW
R	universelle Gaskonstante	kJ/(kmol K)
S	Entropie	kJ/(kmol K)
\dot{S}	Entropiestrom	MW/K
T	Temperatur	K

römisch klein

\dot{m}	Massenstrom	kg/s
p	Druck	bar
r	Abtrenngrad, Rückhaltegrad	%, -
x	Anteil	-

griechisch groß

Δ	Differenz	-
Π	Druckverhältnis	-

griechisch klein

α	relativer Druckverlust	-
η	energetischer Wirkungsgrad	%, -
ζ	exergetischer Wirkungsgrad	%, -

Indizes, Zusatzangaben

ä	äußerer (Exergieverlust an die Umgebung)
App	Approach
B	Brennstoff

C	Kohlenstoff
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
el	elektrisch
ex	exergetisch
GA	Gasaufbereitung
Gl	Gleichgewicht
GT	Gasturbine
i	innerer (Exergieverlust durch irr. Prozesse)
is	isentrop
mech	mechanisch
prod	Produkt
R	Reaktor
ROGADE	Rohgasdampferzeuger
Siede	Siedezustand
tr	trocken
V	Verlust
waf	Wasser-Asche-frei

Abkürzungen

AHDE	- A bhitze d ampferzeuger
BG	- B renn g as
BGL	- B ritish G as L urgi
BK	- B raun k ohle
CCS	- C arbon C apture and S torage
COORIVA	- CO ₂ - R eduktion durch I ntegrierte V ergasung und A btrennung
DE	- D ampferzeuger
DGV	- D ampf-/Trockengas- V erhältnis
DT	- D ampfturbine
DWT	- D ampf- W irbelschicht- T rocknung
EB	- E igenbedarf
ENCAP	- E nhanced C apture of CO ₂
EOR	- E nhanced o il r ecovery - Technik zur sekundären Ölförderung
ET	- E ntspannungsturbine
FTS	- F ischer- T ropsch- S ynthese
GT	- G asturbine
GuD	- G as- und D ampfturbine
HD	- H och d ruck
Ho	- Brennwert

HTW	- Hoch temperatur W inkler
Hu	- Heizwert
IBN	- In betriebnahme
IG	- Integrations g rad
IGCC	- Integrated G asification C ombined C ycle
ITM	- I onen- T ransport- M embran
KRW	- K ellogg- R ust- W estinghouse
KS-KL	- K ühler- S ättiger- K reislauf
LZA	- L uftzerlegungsanlage
LZWS	- L urgi z irkulierende W irbel s chicht
MD	- M itteldruck
MTE	- M echanisch- T hermische- E ntwässerung
ND	- N iederdruck
PHTW	- P ressurised H igh T emperature W inkler
RBK	- Roh braunkohle
RG	- Roh gas
ROGADE	- Roh gas- D ampferzeuger
RRWT	- Roh gas-/ R eingas- W ärmetauscher
SCGP	- S hell C oal G asification P rocess
spez.	- s pezifisch
TBK	- Trocken braunkohle
TIT	- T urbine- I nlet- T emperature
TOT	- T urbinen- O utlet- T emperature
VM	- V ergasungsmittel
VS	- V ergasungsb s toff
WDKL	- W asser- D ampf- K reislauf
WT	- W ärmetauscher
WTA	- W irbelschicht t rocknung mit interner A bhitzenutzung
ZWSF	- Z irkulierende (atmosphärische) W irbel s chicht- F euerung
ZÜ	- Z wischenüberhitzung

1 Einleitung und Zielsetzung

Nach Schätzungen der Vereinten Nationen wird die Weltbevölkerung innerhalb der nächsten 10 bis 15 Jahre um 1,1 Milliarden auf 7,5 Milliarden Menschen anwachsen. Dieser Bevölkerungsanstieg wird durch einen Trend zu weiterem Wachstum und Industrialisierung von Schwellenländern begleitet werden. Einhergehend mit einer zusätzlichen Erhöhung der Urbanisierung führt dies zu einer rasant steigenden Nachfrage nach Energie – insbesondere elektrischem Strom. Dabei sind höchste Wirkungsgrade bei Erzeugung und Nutzung, sowie die Einbeziehung von erneuerbaren Energien, unverzichtbar im Kampf gegen den Klimawandel. Die Notwendigkeit einer effizienteren Nutzung von Primärenergieträgern in Kombination mit strengeren Umweltauflagen fossil gefeuerter Kraftwerke treibt die Entwicklung von Kraftwerken mit erhöhter Effizienz und verringerten CO₂-Emissionen voran. Vor diesem Hintergrund sind neue und verbesserte Technologien für zukünftige Anwendungen eine stete Herausforderung.

Der fossile Energieträger Kohle ist weltweit langfristig leicht zugänglich und erfährt nur einen moderaten Preisanstieg im Vergleich zu Erdgas. Resultierend sind konventionelle Kohlekraftwerke wesentliche Eckpfeiler der weltweiten Energieversorgung. In Deutschland kommt seit dem Jahr 2011 verstärkend hinzu, der, gemäß dem Energiekonzept der Bundesregierung und den Empfehlungen der Ethik-Kommission zur sicheren Energieversorgung, geplante Ausstieg aus der Kernenergie. Das Energiekonzept steht für eine umweltschonende, zuverlässige und bezahlbare Energieversorgung. Neben dem gesteigerten Ausbau erneuerbarer Energien müssen mit modernen Kohlekraftwerken Brückentechnologien zur CO₂-reduzierten Stromerzeugung geschaffen werden.

Mit konventionellen Kohlekraftwerken werden hohe Mengen an CO₂ freigesetzt. Der EU-Emissionshandel und die Obergrenze an CO₂-Emissionen dienen hierbei als finanzpolitische Maßnahme. Bei konventionellen Kohlekraftwerken ist eine Minderung von CO₂-Emissionen durch die Erhöhung des Anlagenwirkungsgrades zur Brennstoffeinsparung möglich, jedoch durch thermodynamische Grenzen eingeschränkt. Eine erhöhte Reduktion der CO₂-Emission kann nur durch eine zusätzliche CO₂-Abscheidung und -Langzeitspeicherung (CCS) erzielt werden. Nationale und internationale Forschungsaktivitäten untersuchen Möglichkeiten, durch Verbrennung freigesetztes CO₂ kostengünstig, effizient und Ressourcensparend abzutrennen. Dabei gilt der IGCC-Kraftwerksprozess mit integrierter CO₂-Abtrennung als besonders aussichtsreich und kurz- bis mittelfristig realisierbar.

Die IGCC-Kraftwerkstechnik ist großtechnisch erprobt und kombiniert Vergasung von Festbrennstoffen mit effizienter Stromerzeugung in einem GuD-Prozess. Die technische Verwirklichung der Ergänzung um eine integrierte CO₂-Abtrennung wird in den nächsten Jahren erwartet. Alle bestehenden Anlagen sind Konfigurationen der zweiten Generation ohne CO₂-

Abtrennung und mit potentiell ausbaufähigen Wirkungsgraden und Verfügbarkeiten. Um eine stete Weiterentwicklung hin zu effizienten IGCC-Kraftwerken mit CO₂-Abtrennung zu gewährleisten, müssen Erkenntnisse aus der bestehenden IGCC-Kraftwerkstechnik zusammengefasst und mit aktuellen technologischen Entwicklungen kombiniert werden. Gegenstand der wissenschaftlichen Arbeit ist daher die Abbildung und Bewertung von gegenwärtigen und zukünftig möglichen IGCC-CCS-Kraftwerksprozessen. Als primärer fossiler Energieträger einer versorgungssicheren Stromerzeugung dient in Deutschland heimische Braunkohle. Sie steht auch langfristig wirtschaftlich zur Verfügung und wird daher als Einsatzstoff festgelegt.

Ziel ist die modellhafte Beschreibung und Optimierung des braunkohlegefeuerten IGCC-CCS-Kraftwerksprozesses. Hierzu werden Flugstrom- und Wirbelschichtvergasungstechnologien für die Einsatzkohle ausgewählt und mit Hilfe des Prozesssimulationsprogrammes ASPEN Plus™ abgebildet. Ferner werden mit ASPEN Plus™ Modelle der Eduktbereitstellung, Gaskonditionierung und Gasturbine erstellt. Deren Ergebnisse werden in mit dem Prozesssimulationsprogramm EBSILON® Professional abgebildete gesamtheitlichen IGCC-CCS-Kraftwerksprozessen integriert und anschließend bewertet. Weiterhin werden Potenziale für gegenwärtige und zukünftige Kraftwerksgestaltungen und -detailauslegungen ermittelt und untersucht. Vertiefend stehen dabei die Gestaltung der CO-Konvertierung sowie Potenziale mit Stand der Technik im Jahr 2025 im Vordergrund (Kapitel 3). Zur Analyse der ermittelten Potenziale werden alle untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte thermodynamisch, exergetisch und bezüglich der Kohlenstoffbilanz bewertet (Kapitel 4). Abschließend werden Empfehlungen für die Auslegung zukünftiger braunkohlegefeuerter IGCC-CCS-Kraftwerke abgeleitet (Kapitel 5).

2 Grundlagen und Methodik

Es werden nachfolgend IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) und CCS (Carbon Capture and Storage) erläutert, die gewählten Randbedingungen der Arbeit aufgezeigt sowie auf die erarbeiteten und zu untersuchenden Konzepte eingegangen. Zudem werden die Grundlagen der Konzeptbewertung sowie die verwendeten verfahrenstechnischen Simulationswerkzeuge aufgeführt.

2.1 IGCC und CCS

Die jährlichen CO_2 -Emissionen der Stromerzeugung in Deutschland betragen etwa 300 Mio. t [1]. Dies entspricht knapp 40 % der gesamten CO_2 -Emissionen. Um die Kyoto-Ziele [2] zu erfüllen, werden im Bereich der fossil gefeuerten Kraftwerke folgende Möglichkeiten gesehen:

- Steigerung der Effizienz, beispielsweise durch 700-°C-Kraftwerke und IGCC-Kraftwerke,
- Ausbau erneuerbarer Energien,
- Kraftwerke mit CO_2 -Abtrennung und Speicherung.

Abbildung 2.1 gibt einen Überblick zur CO_2 -Reduzierung bei kommerziellen Kohlekraftwerken durch Wirkungsgradsteigerung und CCS.

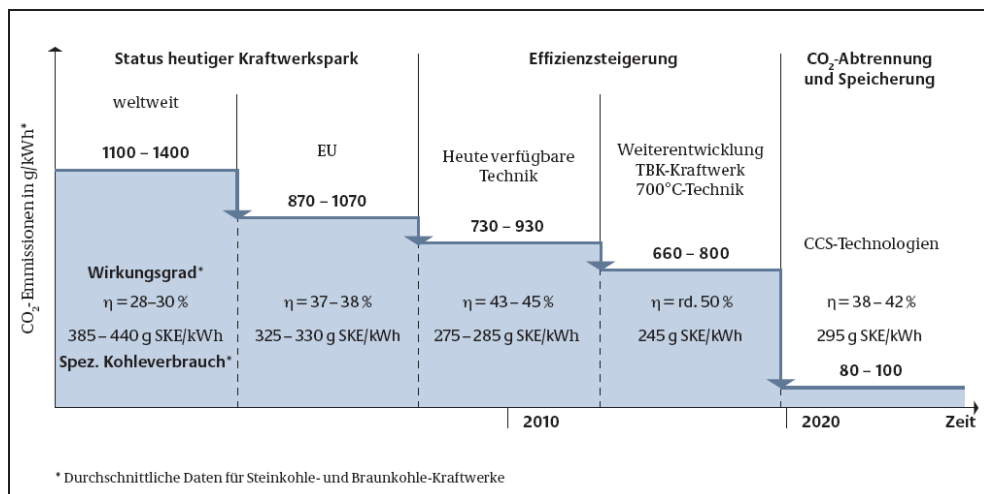


Abbildung 2.1: CO_2 -Reduzierung bei kommerziellen Kohlekraftwerken durch Wirkungsgradsteigerung und CCS [3]

Aus Abbildung 2.1 ist ersichtlich, dass eine radikale Minderung der CO_2 -Emission durch Abscheidung, Komprimierung, Transportierung und unterirdische Lagerung / Speicherung möglich ist. CCS kann in drei nachfolgend aufgeführte Technologien untergliedert werden (siehe auch Abbildung 2.2):

- Post-Combustion: Abtrennung von CO_2 aus dem Rauchgas nach der Verbrennung durch Wäschen, z.B. chemische Wäschen mit Amin- oder Ammoniaklösungen oder dem Carbonate-Looping-Verfahren.
- Oxyfuel-Verfahren: Verbrennung mit annähernd reinem Sauerstoff, sowie anschließend Trocknung und Entschwefelung des Rauchgases.
- Pre-Combustion (IGCC-CCS): Vergasung vor der eigentlichen Verbrennung und Abtrennung des bei der Vergasung und Gaskonditionierung entstehenden CO_2 durch chemische oder physikalische Wäschen.

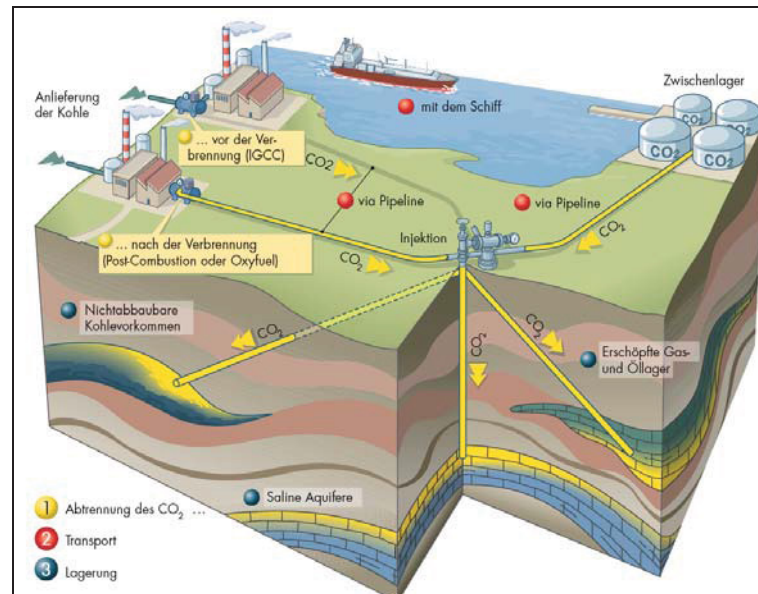


Abbildung 2.2: CCS-Technologien im Überblick [4]

Während Post-Combustion den Wirkungsgrad konventioneller Kohlekraftwerke weiter verringert und das Oxyfuel-Verfahren neben einer aufwändigen Luftzerlegung ebenfalls mit hohen Wirkungsgradverlusten konfrontiert ist, stehen insbesondere die Pre-Combustion und damit IGCC-Kraftwerke als Anwendungsgebiet zur CO_2 -Emissionsminderung heraus.

IGCC-Kraftwerke werden seit den 1970er Jahren errichtet und weisen heute bei einer maximalen zeitlichen Verfügbarkeit von 80 % Nettowirkungsgrade (Hu) von 40 bis 45 % auf [4]. Das einzige braunkohlegefeuerte IGCC-Kraftwerk befindet sich in Vresova (CZ) und besitzt einen Nettowirkungsgrad von 44 % [5]. Alle heutigen IGCC-Kraftwerke entsprechen der zweiten Generation, sind älter als 10 Jahre und weisen keine CO_2 -Abtrennung auf. Zum gegenwärtigen Stand der Technik verfügbare Technologien würden Nettowirkungsgrade (Hu) für braunkohlegefeuerte IGCC-Kraftwerke von 52 % ermöglichen. Zukünftige Potenziale könnten diese auf über 55 % steigern [6]. Eine Integration von Gasaufbereitung zur CO-Konvertierung und CO_2 -Abtrennung ist mit geringen Aufwendungen möglich und verspricht einen vergleichbaren Wirkungsgrad wie herkömmliche fossil befeuerte Dampfkraftprozesse. In Tabelle 2-1 sind ehemalige und in Betrieb befindliche IGCC-Kraftwerke aufgelistet.

Tabelle 2-1: Ehemalige und in Betrieb befindliche IGCC-Kraftwerke (nach [7])

Ort	Vergaser	Brennstoff	Gasturbine	Leistung [MW]	Produkte	IBN
Kellermann – Lunen, D	Lurgi	Kohle	Siemens 1xV93	170	Strom	1972 bis 1977
Dow – Plaquemine, USA	Dow	Kohle	Westinhouse 1xW191	15	Strom	1981 bis 1984
SoCalEd Cool Water – USA	GE	Kohle	GE 1xFr7E	120	Strom	1984 bis 1989
LGTI/Dow – Plaquemine, USA	Dow	Kohle	Westinghouse 2xW501D	208	Strom	1987 bis 1995
Nuon (Demkolec) – Buggenum, NL	Shell	Kohle / Biomasse	Siemens 1xV94.2	253	Strom	1994 bis 2013
PSI Wabash – Indiana, USA	Dow	Kohle	GE 1xFr7FA	260	Strom	1995
Tampa Electric – Polk Country, USA	GE	Kohle / Koks	GE 1xFr7FA	260	Strom	1996
Frontier Oil – El Dorado, USA	GE	Petroleum Koks	GE 1xFr6B	45	Strom, Dampf	1996
SUV – Vresova, CZ	Lurgi	Kohle / Koks	GE 2xFr9E	350	Strom, Dampf	1996
Schwarze Pumpe – D	Siemens	Braunkohle / Müll	GE 1xFr6B	40	Strom, Methanol	1996 bis 2007
Shell Refinery – Pernis, NL	Shell	Visbreaker Teer	GE 2xFr6B	120	Strom, H ₂ + Dampf	1997
Elcogas Puertollano – Spanien	Prenflo	Kohle / Petroleum-koks	Siemens 1xV94.3	320	Strom	1998
ISAB Energy – ITA	GE	Asphalt	Siemens 2xV94.2K	510	Strom	1999
Pinon Pine – USA	KRW	Kohle	GE 1xMS6001FA	100	Strom	1998
Valero (Premcor) – Delaware City, USA	GE	Petroleum-koks	GE 2xFr6FA	240	Strom	2000
Sarlux/Enron – Sardinia, ITA	GE	Visbreaker-teer	GE 2xFr9E	550	Strom, H ₂ + Dampf	2000
API Energia – Falconara, ITA	GE	Ölrückstände	Alstom 1xKA13E2	250	Strom, Dampf	2001
Exxon Chemical – Singapur	GE	Ethylen / Teer	GE 2xFr6FA	180	Strom	2002
Nippon Petroleum (NPRC) – Negishi, JP	GE	Asphalt	Mitsubishi 1xM701F	350	Strom	2004
ENI Sannazzaro – ITA	Shell	Ölrückstände	Siemens 1xV94.2K	250	Strom	2006
Institute for Clean Coal Techn. – China	ECUST OMB	Kohle	GE 1xFr6B	72	Strom, Methanol	2006
Clean Coal Power – Nakoso, JP	Mitsubishi	Kohle	Mitsubishi 1xM701DA	220	Strom	2007

CO₂-Abtrennung im IGCC-Prozess ist ein wesentlicher Aspekt bei der Planung und Errichtung neuer IGCC-CCS-Kraftwerke. Hierzu sind international umfangreiche Studien ([8] bis [12]) durchgeführt worden. Der IGCC-CCS-Kraftwerksprozess weist gegenüber den Post-Combustion- und Oxyfuel-Prozessen Vorteile hinsichtlich der Effizienz der CO₂-Abtrennung

auf. Weiterhin bietet der IGCC-CCS-Kraftwerksprozess neben der reinen Stromerzeugung eine ausgezeichnete Produktflexibilität (Abbildung 2.3).

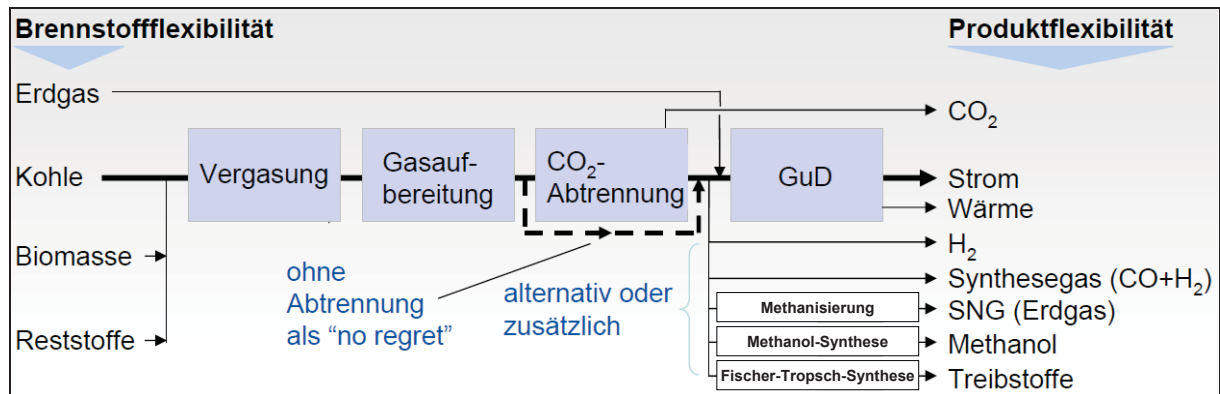


Abbildung 2.3: Produktflexibilität des IGCC-Prozesses (nach [13])

2.2 Gewählte Randbedingungen

Es werden IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte erarbeitet, die zum gegenwärtigen Stand der Technik plan- und durchführbar und zudem untereinander vergleich- und bewertbar sind. Basiskonzepte werden für heute realisierbare Vergasungstechnologien nach Siemens und Shell sowie der Hochtemperatur-Winkler-Vergasung (HTW-Vergasung) definiert. Die damit einhergehenden Konzeptunterschiede werden aufgezeigt sowie deren Potenziale ausgearbeitet. Weiterhin werden heutige Möglichkeiten zu Prozessveränderungen sowie Betrachtungen zu zukünftigen Potenzialen zum Stand der Technik im Jahr 2025 durchgeführt. Die darin abgebildeten Vergasungstechnologie-Typen sind in Aufbau und Verfahrensweise zu den genannten ausgeführten Vergasungstechnologien vergleichbar.

Voruntersuchungen haben ergeben, dass als Vergleichsfälle für den Einsatz von Braunkohle zwei Flugstromvergasungstechnologien (Shell-Typ mit Gas-Quench und Siemens-Typ mit Wasser-Quench) und eine Wirbelschichtvergasungstechnologie (HTW-Typ) betrachtet werden. Als Vergasungsmittel werden Sauerstoff mit einer Reinheit von 98 Vol.-% und MD-Sattdampf mit 36 bar bereitgestellt. Vergasungsstoff ist eine deutsche Braunkohle (Rohbraunkohle (RBK)), deren Zusammensetzung und Eigenschaften in Tabelle 3-7 gegeben sind. Alle Edukte werden mit 3 bar Überdruck dem Vergasungsprozess zugeführt. Die Eduktvorwärmtemperaturen werden für getrocknete Braunkohle (TBK) mit 70 °C und für Sauerstoff mit 235 °C angenommen. Der Kraftwerksstandort liegt in Deutschland und ist erschlossen. Die Ausführung des Kraftwerkes erfolgt einsträngig. Durch redundante Ausführung unterschiedlicher Kraftwerkskomponenten soll eine hohe zeitliche Verfügbarkeit des Gesamtprozesses ermöglicht werden. Der C-Rückhaltegrad wird technisch sinnvoll gewählt und wird, wenn möglich, nicht unterhalb von 80 % liegen. Je nach Konzept kann dieser variieren. Zur

CO₂-Abtrennung wird als Waschverfahren eine Rectisol®-Wäsche integriert. Eine solche ist industriell bewährt und gilt als verfügbare sowie ausgereifte Technologie mit höchsten CO₂-Abscheideraten. Die Kompression des abgeschiedenen CO₂-reichen Stromes erfolgt auf 110 bar. Der im Vergasungsstoff enthaltene Schwefel wird über das OxyClaus®-Verfahren als Elementarschwefel zurück gewonnen. Der mit der Sauerstoffgewinnung anfallende Stickstoff wird dem Kraftwerksprozess als Inertgas zur Kohleförderung, Entstaubung sowie Rein gasverdünnung zugeführt. Der Sauerstoff wird mit Hilfe des Wasser-Dampf-Kreislaufes (WDKL) vorgewärmt und die zur Verfügung stehende Braunkohle mittels Wirbelschichttrocknung (WTA) zu Trockenbraunkohle aufbereitet. Zusatz- und Kühlwasser stehen am Standort in ausreichender Menge zur Verfügung. Zur Rückkühlung von Prozesswasser wird ein Nasskühlturm gewählt. Umgebungsbedingungen und Luftzusammensetzung werden nach ISO [14] angenommen. Dabei beträgt der Sättigungsdruck von Wasserdampf 17,06 mbar [15]. Die Zusammensetzung der trockenen Luft [16] und die daraus berechnete feuchte Zusammensetzung sowie die Rückkühl- und Umgebungsbedingungen sind in Tabelle 2-2 zusammengefasst.

Tabelle 2-2: Rückkühl- und Umgebungsbedingungen

Umgebungsluft			
Temperatur	[°C]	15	
Relative Luftfeuchtigkeit	[%]	60	
Luftdruck	[mbar]	1.013	
<i>Zusammensetzung trockener und feuchter Luft</i>		<i>trocken</i>	<i>feucht (60 %)</i>
N ₂	[Vol.-%]	78,103	77,314
O ₂	[Vol.-%]	20,946	20,734
Ar	[Vol.-%]	0,918	0,909
CO ₂	[Vol.-%]	0,033	0,033
H ₂ O	[Vol.-%]	0,000	1,010
Summe	[Vol.-%]	100,000	100,000
Rückkühlung / Kühlturm			
Temperatur Kühlwassereintritt	[°C]	20	
Temperatur Kühlwasseraustritt	[°C]	28	
Grädigkeit Kühlturm	[K]	8	
Grädigkeit Kondensator	[K]	2,3	

2.3 Untersuchte Konzepte

Die erarbeiteten Konzepte sind unterteilt in Basiskonzepte und Konzepte zur Untersuchung von Möglichkeiten der Wirkungsgradsteigerung (Potenzialkonzepte) jeweils zum gegenwärtigen Stand der Technik der Jahre 2006 bis 2010 und zum Stand der Technik im Jahr 2025. Die Basiskonzepte können hinsichtlich der integrierten Vergasungstechnologie unterschieden werden. Es werden zur Umsetzung von Braunkohle zwei Flugstromvergasungstechno-

logien mit unterschiedlicher Rohgaskühlung und eine Wirbelschichtvergasungstechnologie betrachtet. Die Basiskonzepte weisen optimierte und heute verfügbare Prozesskomponenten auf.

Für jede betrachtete Vergasungstechnologie werden fünf verschieden modifizierte Potenzialuntersuchungen zum gegenwärtigen Stand der Technik und zwei zum Stand der Technik im Jahr 2025 durchgeführt (Tabelle 2-3 und Abbildung 2.4).

Tabelle 2-3: Nummer und Bezeichnung der untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte

#	Vergasungs- technologie	Vergaser	Gasturbine	Bezeichnung
Basiskonzepte				
1	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	01 - Siemens
2	Flugstrom	Shell	F-Klasse	02 - Shell
3	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	03 - HTW
Basiskonzepte mit konservativen Annahmen zum gegenwärtigen Stand der Technik				
4	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	04 - Siemens-konservativ
5	Flugstrom	Shell	F-Klasse	05 - Shell-konservativ
6	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	06 - HTW-konservativ
Konzepte zur Potenzialuntersuchung zum gegenwärtigen Stand der Technik				
7	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	07 - Siemens-VSfeucht
8	Flugstrom	Shell	F-Klasse	08 - Shell-VSfeucht
9	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	09 - HTW-VSfeucht
10	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	10 - Siemens-Quenchkonvertierung
11	Flugstrom	Shell	F-Klasse	11 - Shell-Quenchkonvertierung
12	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	12 - HTW-Quenchkonvertierung
13	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	13 - Siemens-isotherm
14	Flugstrom	Shell	F-Klasse	14 - Shell-isotherm
15	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	15 - HTW-isotherm
16	Flugstrom	Siemens	F-Klasse	16 - Siemens-Quenchkonvertierung-isotherm
17	Flugstrom	Shell	F-Klasse	17 - Shell-Quenchkonvertierung-isotherm
18	Wirbelschicht	HTW	F-Klasse	18 - HTW-Quenchkonvertierung-isotherm
Konzepte zur Potenzialuntersuchung zum Stand der Technik im Jahr 2025				
19	Flugstrom	Siemens	H-Klasse	19 - Siemens-2025-konservativ
20	Flugstrom	Shell	H-Klasse	20 - Shell-2025-konservativ
21	Wirbelschicht	HTW	H-Klasse	21 - HTW-2025-konservativ
22	Flugstrom	Siemens	H-Klasse	22 - Siemens-2025-innovativ
23	Flugstrom	Shell	H-Klasse	23 - Shell-2025-innovativ
24	Wirbelschicht	HTW	H-Klasse	24 - HTW-2025-innovativ

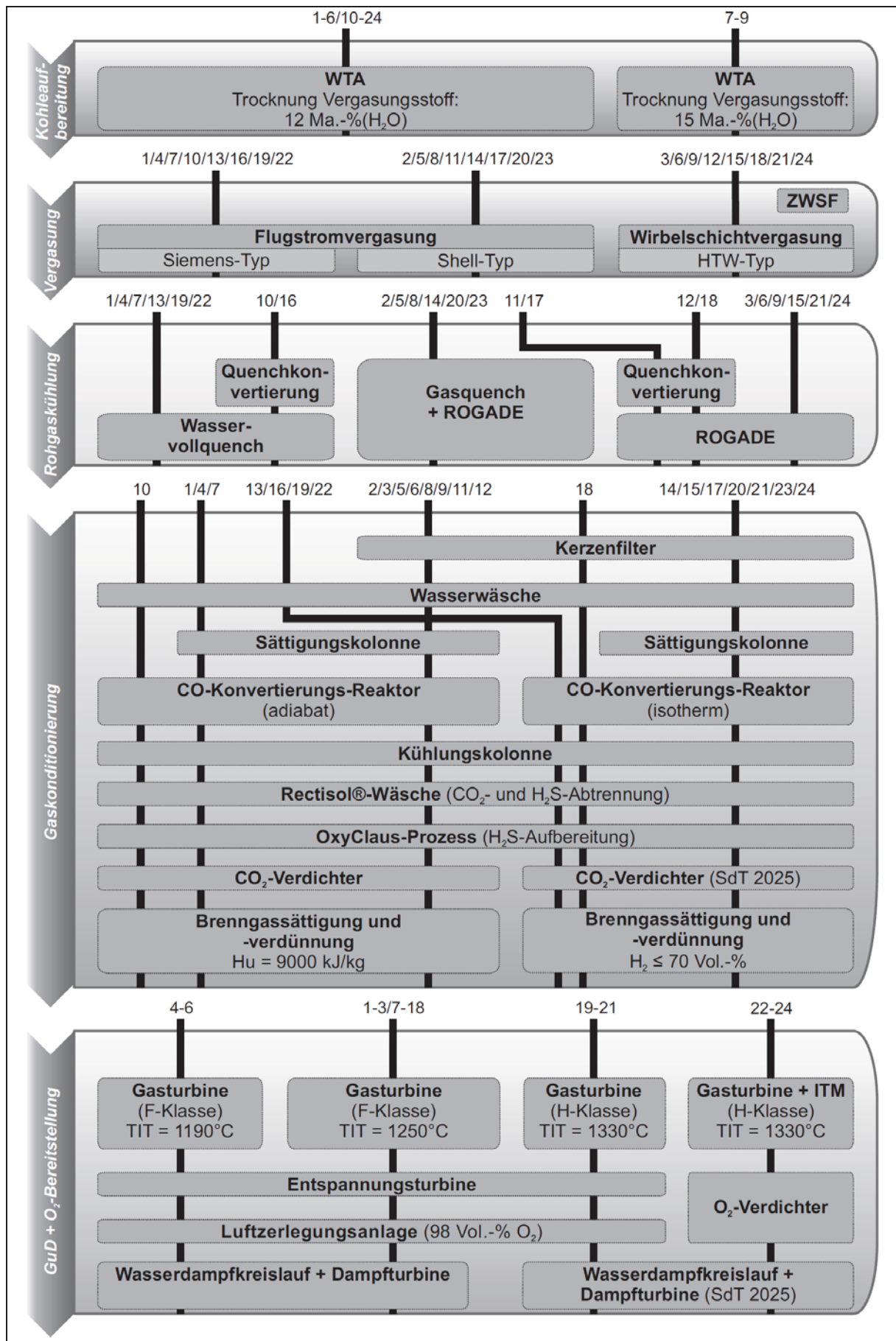


Abbildung 2.4: Gestaltung der untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte

Zum gegenwärtigen Stand der Technik erfolgen in einem ersten Schritt eine konservativere Betrachtung zur Konzeptauslegung sowie eine Verringerung der Vergasungsstofftrocknung. Anschließend werden verschiedene Möglichkeiten zur CO-Konvertierung untersucht. Hierzu werden in die Basiskonzepte eine dem Vergasungsprozess nachgeschaltete Quenchkonvertierung mit einem CO-Umsatz von 30 % integriert, bzw. die CO-Konvertierungs-Reaktoren innerhalb der Rohgaskonditionierung von adiabaten auf isothermen Betrieb umgestellt. Gegenüber den Basiskonzepten wird dabei darauf geachtet, einen vergleichbaren CO-Umsatz zu erhalten. Abschließend erfolgt eine Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung unter vergleichbaren Randbedingungen. Potenziale zum Stand der Technik im Jahr 2025 werden in einer verbesserten technischen Ausführung und einer Gasturbine der H-Klasse (konservative Annahmen) sowie in einer veränderten Sauerstoffbereitstellung (innovative Annahmen) gesehen.

2.4 Grundlagen der Konzeptbewertung

Die Bewertung der erarbeiteten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte soll Anhand von energetischen als auch exergetischen Kenngrößen erfolgen. Daher werden die thermodynamischen Grundlagen zur energetischen und exergetischen Analyse kurz erläutert. Weiterhin wird ein kurzer Überblick zur Kohlenstoffbilanz gegeben, da die Konzepte ausschließlich mit CO₂-Abtrennung und -Verdichtung abgebildet sind.

2.4.1 Energetische Analyse

Bei der energetischen Analyse werden innerhalb einer definierten Bilanzgrenze die in das System eingetragenen Stoff-, Wärme- und Energieströme zu den Nutzenergieströmen ins Verhältnis gesetzt. Der energetische Wirkungsgrad η eines mit fossilem Brennstoff befeuerten Prozesses kann daher aus dem Verhältnis von Nutzleistung P zu energetischer Brennstoffleistung (Produkt von Brennstoffmassenstrom \dot{m}_B und unterem Heizwert H_u) berechnet werden.

$$\eta = \frac{\text{Nutzen}}{\text{Aufwand}} = \frac{P}{\dot{m}_B \cdot H_u} \quad 2-1$$

Der energetische Wirkungsgrad kann sowohl unter Berücksichtigung der Netto- als auch der Bruttoleistung berechnet werden. In Gleichung 2-1 wird als Aufwand der Heizwertstrom des Brennstoffes berücksichtigt. Es ist ebenso möglich den Brennwertstrom als Aufwand zu definieren¹.

¹ Wird der Taupunkt des Abgases nicht unterschritten, so wird üblicherweise der untere Heizwert des Brennstoffes als Bezugspunkt für den Wirkungsgrad gewählt.

2.4.2 Exergetische Analyse

Die exergetische Analyse liefert ein Werkzeug, mit dem zum einen die maximale Nutzarbeit eines Systems oder Stoffstroms und zum anderen tatsächliche Verluste genau berechnet werden. Ausgangspunkt einer allgemeingültigen exergetischen Analyse ist die Exergiebilanz. Diese wird im zu betrachteten Fall um das System „IGCC-CCS-Prozess“ geschlossen. Das betrachtete System kann mit der Umgebung neben Stoffströmen wie Braunkohle, Rohgas, Wasser und Luft auch Wärme und Arbeit beispielsweise in Form von elektrischem Strom austauschen. In einer Exergiebilanz werden alle Ströme durch die jeweiligen arbeitsfähigen Anteile ausgedrückt. Die Exergiebilanz lautet:

$$\sum \dot{E}_{\text{ein}} = \sum \dot{E}_{\text{aus}} + \sum \dot{E}_{V,i} \quad 2-2$$

Innere Exergieverlustströme sind als $\sum \dot{E}_{V,i}$ zusammengefasst und geben Irreversibilitäten wieder.

Exergie kann nur berechnet werden, wenn der thermodynamische Zustand der Umgebung oder eines anderen Bezugssystems bekannt ist. Das Bezugssystem innerhalb dieser Arbeit ist in Tabelle 2-4 festgelegt.

Tabelle 2-4: Bezugssystem

Bezugssystem		
Temperatur T_0	[K]	298,15
Druck p_0	[bar]	1,0133
Vollständige Kondensation des bei der Verbrennung entstehenden Wasserdampfes bei T_0 und p_0 .		
Gehemmtes Gleichgewicht bei Verbrennungsreaktionen.		

Die Exergiebilanz eines Prozesses kann bei Vorgabe eines Nutzens folgendermaßen geschrieben werden:

$$\sum \dot{E}_{\text{Aufwand}} = \sum \dot{E}_{\text{Nutzen}} + \sum \dot{E}_{V,i} + \sum \dot{E}_{V,a} \quad 2-3$$

Daraus geht hervor, dass sich der Nutzen eines bestimmten Stoffstromes in einer Exergieerhöhung (Rohgas, Koks, usw.) oder der Qualitätserhöhung der Stoffexergie (elektrischer Strom) widerspiegeln kann. Zudem ist ersichtlich, dass nicht alle austretenden Exergieströme als Nutzen anzusehen sind (bspw. Schwefel oder warmes Rauchgas). Äußere nutzlos an die Umgebung abgegeben Exergieströme sind als $\sum \dot{E}_{V,a}$ dargestellt. Ausführliche Betrachtungen zur Berechnung des Exergieverlustes sind in entsprechenden Publikationen zu finden [17][18].

Mit der eingeführten Terminologie kann ein exergetischer Wirkungsgrad abgeleitet werden. Er ist der Quotient aus exergetischem Nutzen und Aufwand.

$$\zeta_{\text{ex}} = \frac{\sum \dot{E}_{\text{Nutzen}}}{\sum \dot{E}_{\text{Aufwand}}} = 1 - \frac{(\sum \dot{E}_{V,i} + \sum \dot{E}_{V,a})}{\sum \dot{E}_{\text{Aufwand}}} \quad 2-4$$

Eine zweckmäßige Definition des Nutzens der Anlage ist von entscheidender Bedeutung. Innerhalb der betrachteten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte ist dies der mit dem Prozess produzierte elektrische Strom. Werden verwertbare Nebenprodukte mit dem Prozess generiert, kann der exergetische Wirkungsgrad der Anlage unterschiedlich definiert werden:

- Exergieausbeutegrad (Summenwirkungsgrad): Die Exergie der Nebenprodukte wird im Zähler mit der Exergie des eigentlichen Nutzens summiert.
- Exergiegütegrad (Differenzwirkungsgrad): Die Exergie der Nebenprodukte wird im Nenner vom Exergieaufwand abgezogen.

Wird innerhalb dieser Arbeit der mit der Schwefelabtrennung abgegebene Schwefelstrom berücksichtigt, so wird der exergetische Wirkungsgrad als Exergiegütegrad berechnet, da bei einem sinnvollen und vergleichbaren Bewertungsmaßstab für die Güte einer technischen Anlage nur die gewollte Energie bzw. Exergie im Zähler steht.

Mit der Erarbeitung von Teilwirkungsgraden kann die Abhängigkeit der Güte einer Gesamtanlage vom jeweils betrachteten Anlagenteil dargestellt werden. Besonders bei der Optimierung von Prozessparametern oder Prozessführungen ist diese Arbeitsweise sehr nützlich und wird innerhalb der Arbeit für einheitliche Bilanzräume aller Konzepte angewandt (Abbildung 2.5). Es ist dabei aufgrund unterschiedlicher und einer oftmals nur empirischen Exergiebestimmung ein- und austretender Ströme nicht möglich, durch Summierung der Exergieverluste auf den exergetischen Gesamtwirkungsgrad zu schließen. Dieser wird herkömmlich über eine Bilanz des IGCC-CCS-Gesamtprozesses ermittelt. Ergänzende Betrachtungen sind im Anhang A dargestellt.

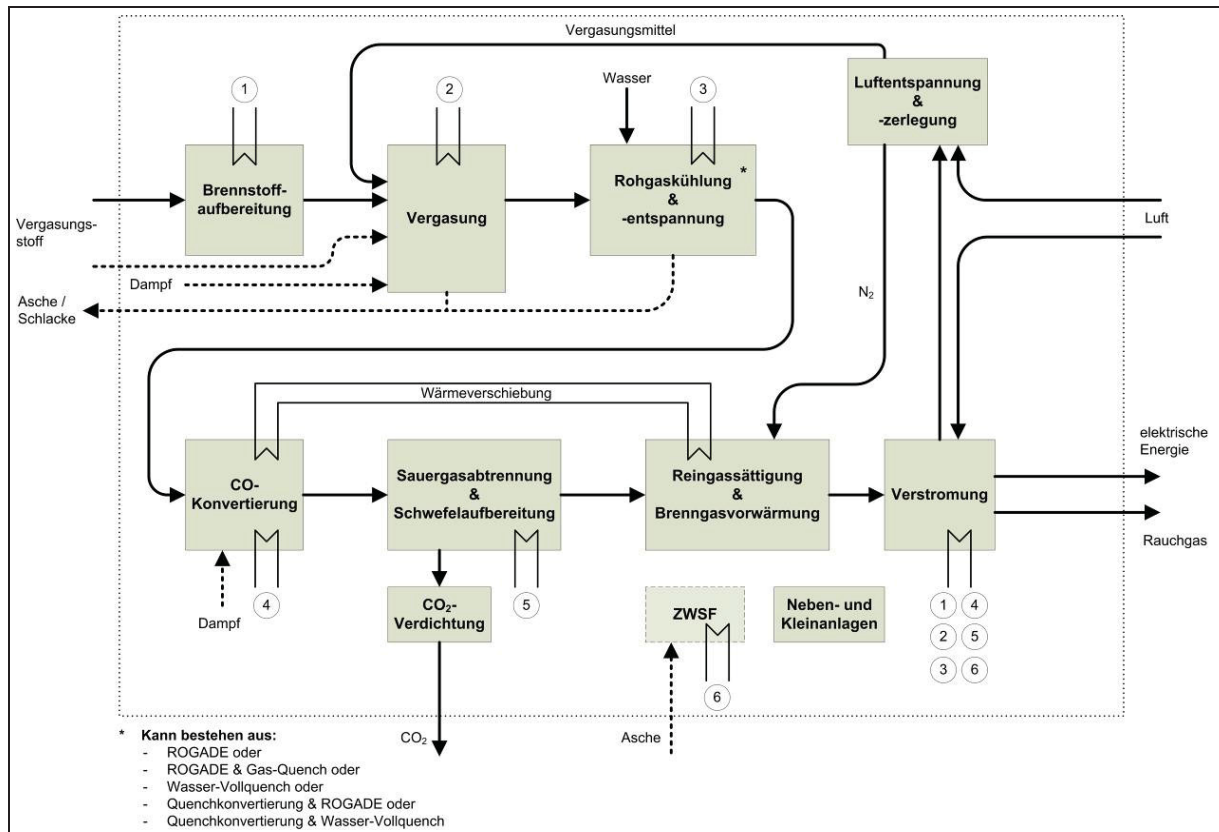


Abbildung 2.5: Bilanzräume der exergetischen Betrachtung

2.4.3 Kohlenstoffbilanz

Bei den betrachteten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepten kommt es zu unterschiedlichen CO₂-Emissionen bzw. Kohlenstoffaustragsmengen. Um diese zu berücksichtigen, können C-Rückhaltegrad (R_C) und CO₂-Abscheidegrad (A_{CO_2}) definiert werden:

$$R_C = \frac{\dot{n}_{C,CO_2 \text{ Abtrennung}}}{\dot{n}_{C,Brennstoff}} \quad 2-5$$

$$A_{CO_2} = 1 - \frac{\dot{n}_{CO_2 \text{ mit Abtrennung}}}{\dot{n}_{CO_2 \text{ ohne Abtrennung}}} \quad 2-6$$

Der C-Rückhaltegrad beschreibt das Verhältnis zwischen C-Abtrennung (als CO₂) und C-Eintrag mit dem Brennstoff. Dabei gilt nur der Kohlenstoff im zu speichernden CO₂-Strom als abgetrennt. Mit steigendem C-Rückhaltegrad werden der Aufwand und damit der elektrische Eigenbedarf des IGCC-CCS-Kraftwerksprozesses erhöht. Folglich sinkt der mögliche energetische Nettowirkungsgrad. Der CO₂-Abscheidegrad kann zum Vergleich von CO₂-Emissionen mit und ohne Maßnahmen zur Senkung der CO₂-Emissionen herangezogen werden und wird innerhalb der Arbeit nicht betrachtet. Unverbrannter Kohlenstoff in Asche bzw. Schlacke wird dabei nicht berücksichtigt. Ergänzende Betrachtungen sind im Anhang A dargestellt.

2.5 Verfahrenstechnische Simulationswerkzeuge

Die thermodynamische Modellierung der IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte erfolgt mit den Simulationsprogrammen ASPEN Plus™ Version 20.2 und EBSILON® Professional Version 6.01. Mit EBSILON® Professional werden die Prozesse Kohletrocknung, CO₂-Verdichtung und WDKL modelliert. Alle weiteren Prozesse werden mit ASPEN Plus™ abgebildet. Für die Erstellung der Exergieverlustanalyse werden Ergebnisse aus ASPEN Plus™, EBSILON® Professional und Berechnungen gemäß Baehr [17] verwendet. Alle mit ASPEN Plus™ erstellten Modelle konvergieren mit einer Genauigkeit von 10^{-7} bei maximal 150 Iterationsschritten auf. Die Genauigkeit bei mit EBSILON® Professional erstellten Modellen liegt ebenfalls bei 10^{-7} bei maximal 2000 Iterationsschritten. Hinweise zu den verwendeten Simulationswerkzeugen sind in den zugehörigen Handbüchern zu finden [20][21].

3 IGCC-CCS-Kraftwerksprozess

Im IGCC-Kraftwerksprozess wird ein Gas-und-Dampfturbinen-Kraftwerk (GuD) um einen Prozess zur Überführung eines festen oder flüssigen Brennstoffes in den gasförmigen Zustand (Vergasung) ergänzt. Der Vergasungsstoff wird zunächst in einem Vergaser bei hohen Temperaturen und unter Druck in ein Synthesegas (Rohgas) umgewandelt. Dieses im Wesentlichen aus H_2 und CO bestehende Gas wird abgekühlt, gereinigt und aufbereitet. Das Gas wird anschließend in einer Gasturbine verbrannt.

Für einen IGCC-CCS-Kraftwerksprozess ist es im Speziellen erforderlich, das bei der Vergasung entstehende CO , unter Zugabe von Wasser oder Wasserdampf, in CO_2 und Wasserstoff zu überführen (homogene Wassergasreaktion). Das thermodynamische Gleichgewicht begünstigt dabei eine hohe Umwandlung von CO und Wasserdampf zu H_2 und CO_2 bei geringen Temperaturen. Die homogene Wassergasreaktion wird daher im Allgemeinen bei Temperaturen $<500\text{ }^{\circ}\text{C}$ in Gegenwart von Katalysatoren realisiert. Anschließend werden aus dem Gas CO_2 und andere Komponenten wie Schwefelwasserstoff ausgewaschen. Der IGCC-CCS-Kraftwerksprozess zur Stromerzeugung ist in Abbildung 3.1 dargestellt.

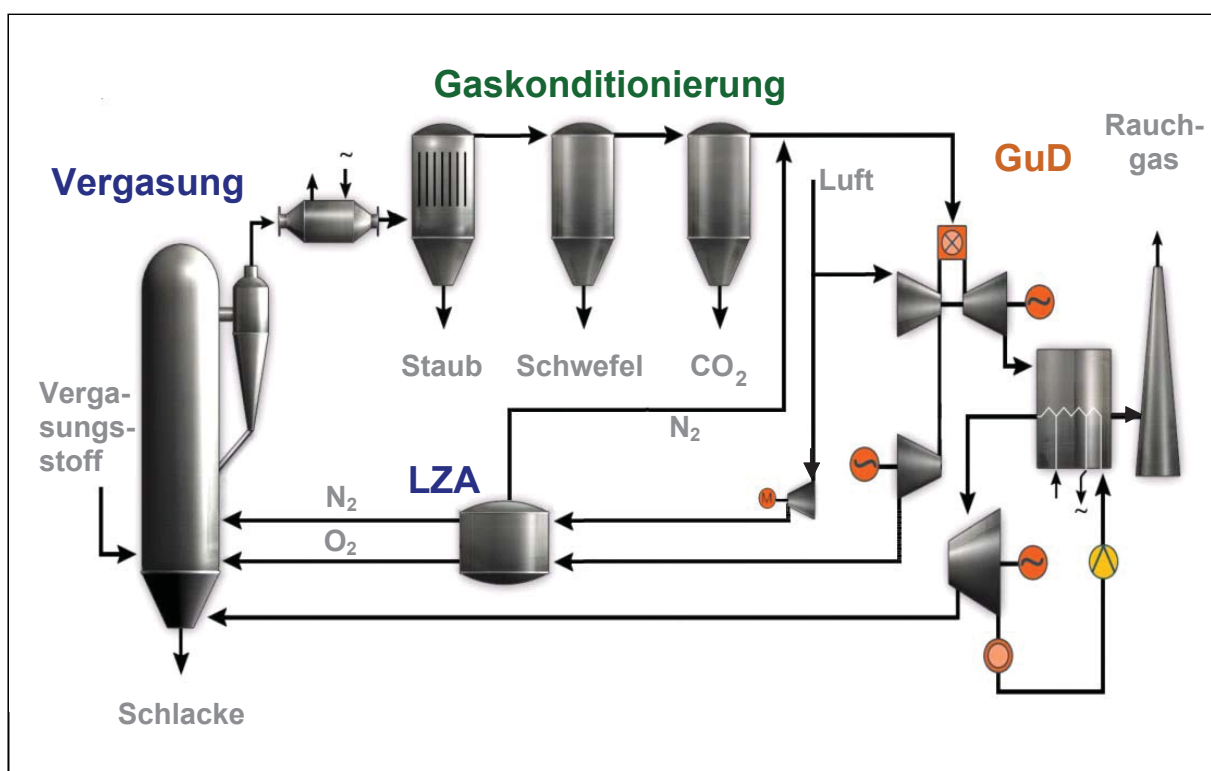


Abbildung 3.1: Aufbau eines IGCC-Prozesses mit CO_2 -Abtrennung

Die Vorteile des IGCC-CCS-Kraftwerksprozesses gegenüber anderen Kraftwerksprozessen mit CO_2 -Abtrennung sind der hohe energetische Wirkungsgrad, niedrigste Emissionen, die Möglichkeit zum Übergang in die H_2 -Wirtschaft oder die Synthesechemie, die Brennstoffflexibilität sowie die Kombination mit der stofflichen Nutzung. Im IGCC-CCS-Kraftwerk kann beispielsweise ein Teil der fossilen Einsatzstoffe durch Biomasse oder Reststoffe ersetzt

werden. Zudem kann das erzeugte Rohgas durch geeignete Aufbereitung zum Beispiel auch zur Herstellung von Kraftstoffen wie Methanol dienen.

Nachfolgend werden die Randbedingungen der wesentlichen Teilprozesse bzw. Prozesskomponenten der erstellten und untersuchten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte aufgeführt und erläutert. Im Kapitel 3.6 werden Basiskonzepte erarbeitet und vergleichend gegenüber gestellt. Es wird jeweils auf die Unterschiede im Konzeptaufbau, dem Gasverlauf und die daraus resultierende energetische und exergetische Bilanz sowie Kohlenstoffbilanz eingegangen. Zum Ende des Kapitels erfolgen Betrachtungen zur Strängigkeit und Verfügbarkeit der Basiskonzepte.

3.1 Vergasung

3.1.1 Reaktionen

Hauptreaktionen und ausgewählte Nebenreaktionen der Vergasung sind in Tabelle 3-1 wiedergegeben.

Tabelle 3-1: Haupt- und Nebenreaktionen der Vergasung sowie deren Reaktionsenthalpie bei 25 °C, 1,01325 bar [21]

Vergasungsreaktionen		ΔH [kJ/mol]	
$C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$	Boudouard-Reaktion	+159,6	3-1
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	Heterogene Wassergasreaktion	+118,5	3-2
$C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$	Heterogene Methanbildungsreaktion	-87,7	3-3
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	Homogene Wassergasreaktion	-41,1	3-4
$CO + 3 H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	Homogene Methanbildungsreaktion	-206,2	3-5
$2 CO + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4 + CO_2$	Homogene Methanbildungsreaktion	-247,3	3-6
Reaktionen der Verbrennung wie beispielsweise:			
$2C + O_2 \leftrightarrow 2 CO$	Teilverbrennungsreaktion	-246,7	3-7
$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$	Verbrennungsreaktion	-406,3	3-8
Nebenreaktionen der Vergasung wie beispielsweise:			
$N_2 + 3 H_2 \leftrightarrow 2 NH_3$		-91,9	3-9
$CO + NH_3 \leftrightarrow HCN + H_2O$		+49,8	3-10
$H_2 + Cl_2 \leftrightarrow 2 HCl$		-184,6	3-11
$6 C + 3 H_2 \leftrightarrow C_6H_6$		+6,1	3-12

Ein Beispielset stöchiometrisch unabhängiger Reaktionen an denen C, H, O beteiligt sind, besteht aus Boudouard-Reaktion (3-1), heterogene Methanbildungsreaktion (3-3), homogene Wassergasreaktion (3-4) und vollständiger Verbrennung von Kohlenstoff mit Sauerstoff (3-8). Unter realen Vergasungsbedingungen wird der Gleichgewichtszustand aufgrund von Reaktions-, Stoff- und Wärmetransporthemmungen sowie Überlagerungen mit Pyrolyseprozessen

nicht erreicht. Bei thermodynamischen Simulationen werden daher Temperatur-Approache ΔT_{App} berücksichtigt, welche die Differenz zwischen fiktiver Gleichgewichtstemperatur T_{Gl} und der tatsächlichen Reaktionstemperatur T_{R} angeben. Das errechnete Rohgas wird so in seiner Zusammensetzung einem realen Rohgas angepasst.

$$\Delta T_{\text{App}} = T_{\text{Gl}} - T_{\text{R}} \quad 3-13$$

Ein Temperatur-Approach kann dem gesamten Vergasungsprozess, aber auch einzelnen Reaktionsgleichungen, aufgeprägt werden. Dabei werden für jede Rohgaszusammensetzung die Gleichgewichtskonstanten der in Tabelle 3-1 aufgeführten Gleichungen bestimmt und über Gleichung 3-14 bzw. 3-15 die Gleichgewichtstemperatur ermittelt:

$$-R \cdot T \cdot \ln K_p = \Delta H_0 - T \cdot S = \Delta G_0 \quad 3-14$$

$$\log K_p = \frac{A}{T} + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot \log T + \text{const} \quad 3-15$$

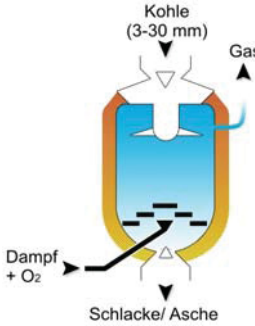
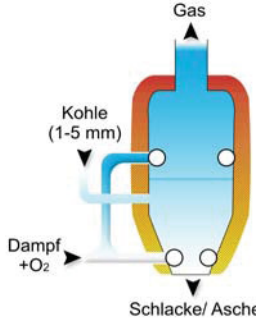
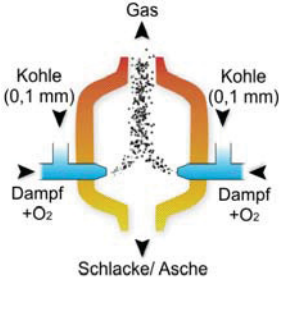
R stellt die universelle Gaskonstante, K_p die Gleichgewichtskonstante, ΔH_0 die Enthalpie, S die Entropie und ΔG_0 die freie Enthalpie dar. A , B , C und D sind reaktionsabhängige Konstanten und wurden von Gumz [22] für eine Vielzahl von Vergasungsreaktionen zusammengestellt.

Das resultierende Rohgas besteht aus Brenngasen (CO , H_2 , CH_4 , C_xH_y , etc.), Ballastgasen (N_2 , CO_2 , H_2O) sowie Spurengasen (H_2S , COS , NH_3 , HCN , HCl , etc.). Weiterhin können als Nebenprodukte Ruß, Naphthalin, Benzol, Salze, flüchtige Alkalien, Schwermetalle, etc. anfallen. Hiervon werden in der Modellierung nur Ruß und Benzol betrachtet. Der Vergasungsrückstand fällt als Asche, Schlacke und / oder Restkoks an.

3.1.2 Fluidodynamische Klassifizierung

Industriell verfügbare Feststoff-Vergasungsverfahren können in drei wesentliche Vergasungsprinzipien eingeordnet werden: die Festbettvergasung für stückige Brennstoffe, die Wirbelschichtvergasung für feinkörnige Brennstoffe und die Flugstromvergasung für aufgemahlene Brennstoffe. Spezifikationen industrieller Vergasungsprinzipien für feste Einsatzstoffe sind in Tabelle 3-2 vergleichend zusammengefasst. Die Auswahl der Technologie ist abhängig von der Brennstoffqualität, dem Verwendungszweck des entstehenden Rohgases und der gewählten Anlagengröße. Für die Implementierung in IGCC-CCS-Großkraftwerke kommen Technologien der Wirbelschicht- und Flugstromvergasung in Betracht.

Tabelle 3-2: Industrielle Vergasungsprinzipien für feste Einsatzstoffe

	Festbett	Wirbelschicht	Flugstrom
			
Technologiebeispiele	Lurgi, BGL	HTW, U-Gas, KRW	Shell, GE, E-Gas, Siemens
Feststoffkorngröße	grobkörnig (5 bis 50 mm)	feinkörnig (0,5 bis 5 mm)	staubförmig (<0,5 mm)
Sauerstoffbedarf	gering / mittel	mittel	hoch
Dampfbedarf	mittel / hoch	mittel	kein / niedrig
Feststoffverweilzeit	15 bis 30 min	5 bis 50 s	1 bis 10 s
Vergasertemperatur am Rohgasaustritt	niedrig (<800 °C)	mittel (800 bis 1.050 °C)	hoch (>1.200 °C)
C-Vergasungsgrad	80 bis 90 %	85 bis 95 %	>>95 %
Teerzeretzung	nicht möglich	Hauptmenge zersetzt	vollständig
Ascheaustrag	trocken / schmelzflüssig	trocken / agglomeriert	schmelzflüssig

3.1.3 Vergasungstechnologien

Technologie der Flugstromvergasung

Flugstromvergaser sind besonders zur Erzeugung hochkalorischer Rohgase geeignet. Die Vergasungstemperatur liegt oberhalb des Ascheschmelzpunktes im Bereich von etwa 1.500 °C. Mit der hohen Vergasungstemperatur geht ein nahezu vollständiger Kohlenstoffumsatz einher. Zudem entstehen keine Nebenprodukte wie Methan oder höhere Kohlenwasserstoffe. Flugstromvergaser sind sehr flexibel hinsichtlich Brennstoffart und Betriebsführung, bedürfen jedoch staubförmige Vergasungsstoffe. Industriell sind zahlreiche Flugstromvergasungstechnologien verfügbar. Sie weisen viele unterschiedliche Prozessvarianten auf, die nachfolgend in Tabelle 3-3 beispielhaft aufgeführt sind.

Tabelle 3-3: Prozessvarianten von Flugstromvergasungstechnologien

Parameter		Technologie				
		GE	E-Gas	Shell (SCGP)	Uhde (PRENFLO)	Siemens (SFGT)
Prozessdruck:	atmosphärisch druckaufgeladen	X	X	X	X	X
Vergasungsstoffeintrag:	trocken feucht (Slurry)	X	X	X	X	X
Vergasungsmittel:	Luft Sauerstoff	X	X	X	X	X
Prozessstufung:	einstufig mehrstufig	X	X	X	X	X
Rohgaskühlung:	Gas-Quench Wasser-Quench ROGADE Chemischer Quench	X	X X X	X X	X X	X
Schlackeaustrag:	schmelzflüssig	X	X	X	X	X

Die untersuchten Flugstromvergasungstechnologien werden mit druckaufgeladenem Betrieb, trockenem Vergasungsstoffeintrag sowie Sauerstoffzufuhr abgebildet. Durch die Variation der Vergasungstechnologie kommt es innerhalb der Konzepte zu unterschiedlichem Schlackeaustrag und Rohgaskühlung.

Shell-Kohlevergasung (SCGP)

Der Shell Coal Gasification Process (SCGP) wurde für den Einsatz von Stein- und Braunkohlen sowie Petrolkoksen entwickelt und erstmals Ende der 1980er Jahre in Deer Park (USA) erprobt. Später wurde er beispielweise im IGCC-Kraftwerk Buggenum eingesetzt. Trockener Brennstaub und Edukte werden am Fuß des Vergasungsreaktors zugeführt. Dieser weist einen Kühlschirm (Membranwand) auf, welcher durch Kesselspeisewasser gekühlt wird oder zur Dampferzeugung dienen kann. Aufgrund der Wandkühlung kann die Vergasung oberhalb der Ascheerweichungstemperatur bei etwa 1.500 °C stattfinden. Es wird ein sehr hoher Kohlenstoffumsetzungsgrad (>99,5 %) erreicht. Das öl-, teer- und nahezu methanfreie Gas wird am Kopf des Vergasers abgeführt und über ein Abhitzeverwertungssystem (ROGADE) gekühlt. Aufgrund der Gefahr von Anbackungen wird kaltes Rohgas nach Abkühlung rezirkuliert (Gas-Quench). Aus der Steinkohlevergasung ist eine Rohgaskühlung auf 900 °C praktisch umgesetzt [23]. Da Braunkohle einen niedrigeren Ascheschmelzpunkt aufweist, ist die einzustellende Kühltemperatur weiter abzusenken. So muss aus Sicherheitsgründen angenommen werden, dass mit dem Gas-Quench die Kühltemperatur auf 750 °C zu regeln ist. Die Quenchgasentnahme erfolgt zwischen dem sich anschließenden Kerzenfilter und der Wasserwäsche. Das Quenchgas wird über ein Quenchgebläse mit einem Überdruck von 3 bar am Kopf des Vergasungsreaktors dem heißen Rohgas zugegeben. Die technische Ausfüh-

nung der Shell-Kohlevergasung und deren übliche Rohgaskühlung sind in Abbildung 3.2 dargestellt.

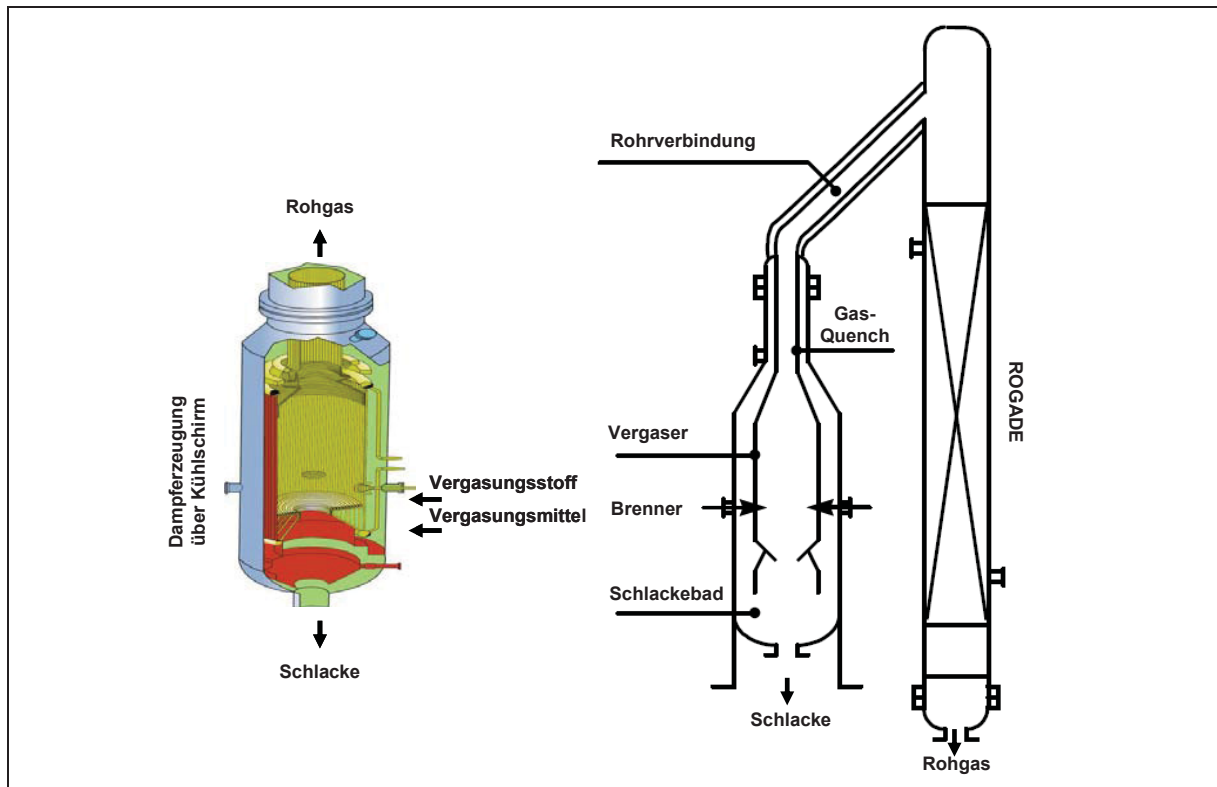


Abbildung 3.2: Shell-Kohlevergasung Reaktionsraum (nach [23]) und mit Abhitzesystem (nach [24])

Bandbreiten an Stoffeigenschaften bisher eingesetzter Vergasungsstoffe der Shell-Kohlevergasung sind in Tabelle 3-4 wiedergegeben. Die in den Konzepten vorgegebene Braunkohle ist darin vergleichend gegenübergestellt und liegt innerhalb der Bandbreite.

Tabelle 3-4: Bandbreite an Stoffeigenschaften eingesetzter Vergasungsstoffe der Shell-Kohlevergasung

	Einheit	erfolgreiche Vergasungsstoffbandbreite	Trockenbraunkohle (TBK)
Heizwert	[MJ/kg]	16 bis 40	20
Aschegehalt	[Ma.-%(tr.)]	(<1) bis 40	7
Schwefelgehalt	[Ma.-%(tr.)]	0,5 bis 7	1,6
Chlorgehalt	[ppmm]	100 bis 2.000	600

Siemens-Kohlevergasung (SFGT)

Die Siemens Fuel Gasification Technology (SFGT) wurde ab 1975 im damaligen Brennstoffinstitut Freiberg zur Verwertung salzhaltiger Braunkohle entwickelt. Trockener Brennstaub und Edukte werden am Kopf des Vergasungsreaktors zugeführt. In Abhängigkeit des Aschegehaltes des Vergasungsstoffes werden großtechnisch zwei Reaktionsraumvarianten (Abbildung 3.3) angeboten:

- Hoher Aschegehalt: Reaktionsraum wird von einer Rohrwand mit darin zirkulierendem Kühlwasser umschlossen (Kühlschild).

- Niedriger Aschegehalt ($<0,5 \text{ Ma.-%}$): Reaktionsraum wird feuerfest ausgemauert, ein dahinter liegender Wasserschirm dient der Kühlung (Kühlwand).

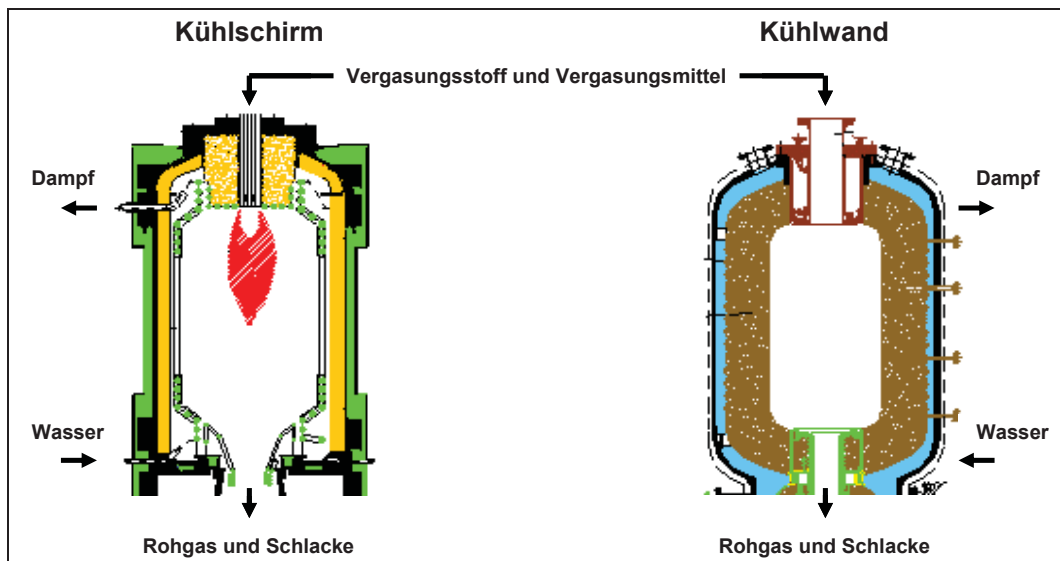


Abbildung 3.3: Reaktionsraumvarianten der Siemens-Kohlevergasung (nach [25])

Die den Konzepten vorgegebene Braunkohle weist einen Aschegehalt von über 7 Ma.-% auf, daher wird die Reaktionsraumummantelung als Kühlschirm ausgeführt (Abbildung 3.4). Im Kühlschirm zirkulierendes Wasser entzieht der Schlacke Wärme. Der Kühlschirm ist in eine feuerfeste Stampfmasse eingebettet. Die abgekühlte Schlacke legt sich schützend als fester Mantel über Stampfmasse und Kühlschirm. Weitere Schlackeschichten fließen flüssig an der gebildeten festen Schlackeschicht gen Schlackeablaufvorrichtung nach unten.

Im Reaktionsraum wird Brennstaub² mit Sauerstoff (und bei Bedarf Dampf) bei Flammentemperaturen von bis zu 2.000°C zu Rohgas umgesetzt. Dabei wird ein sehr hoher Kohlenstoffumsetzungsgrad ($>99,5 \%$) erreicht. Das entstehende Rohgas ist öl-, teer- und nahezu methanfrei. Heißes Rohgas und schmelzflüssige Schlacke treten am Boden des Reaktionsraumes aus und können nachfolgend entweder in einem Wasser-Quench auf etwa 200°C abgekühlt werden oder werden einem Abhitzeverwertungssystem³ zugeführt (Abbildung 3.5).

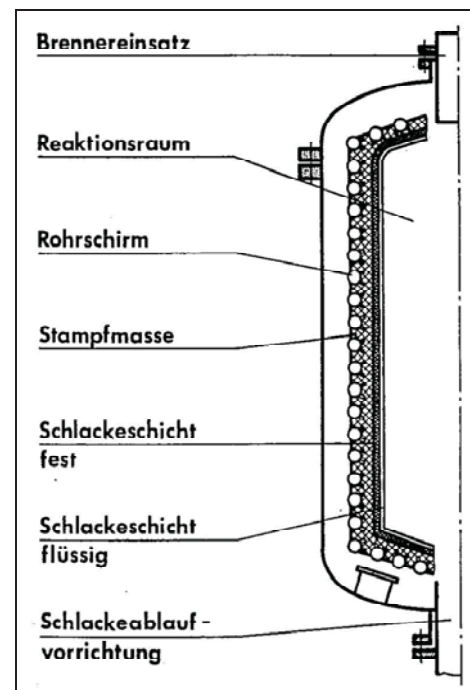


Abbildung 3.4: Kühlschirm der Siemens-Kohlevergasung [26]

² Bei Steinkohlen wird eine Vortrocknung auf 2 Ma.-% Wassergehalt empfohlen. Braunkohlen werden entsprechend Herstellerangaben bis zu Wassergehalten von maximal 14 Ma.-% eingesetzt.

³ Das Abhitzeverwertungssystem wurde technisch bisher nicht realisiert.

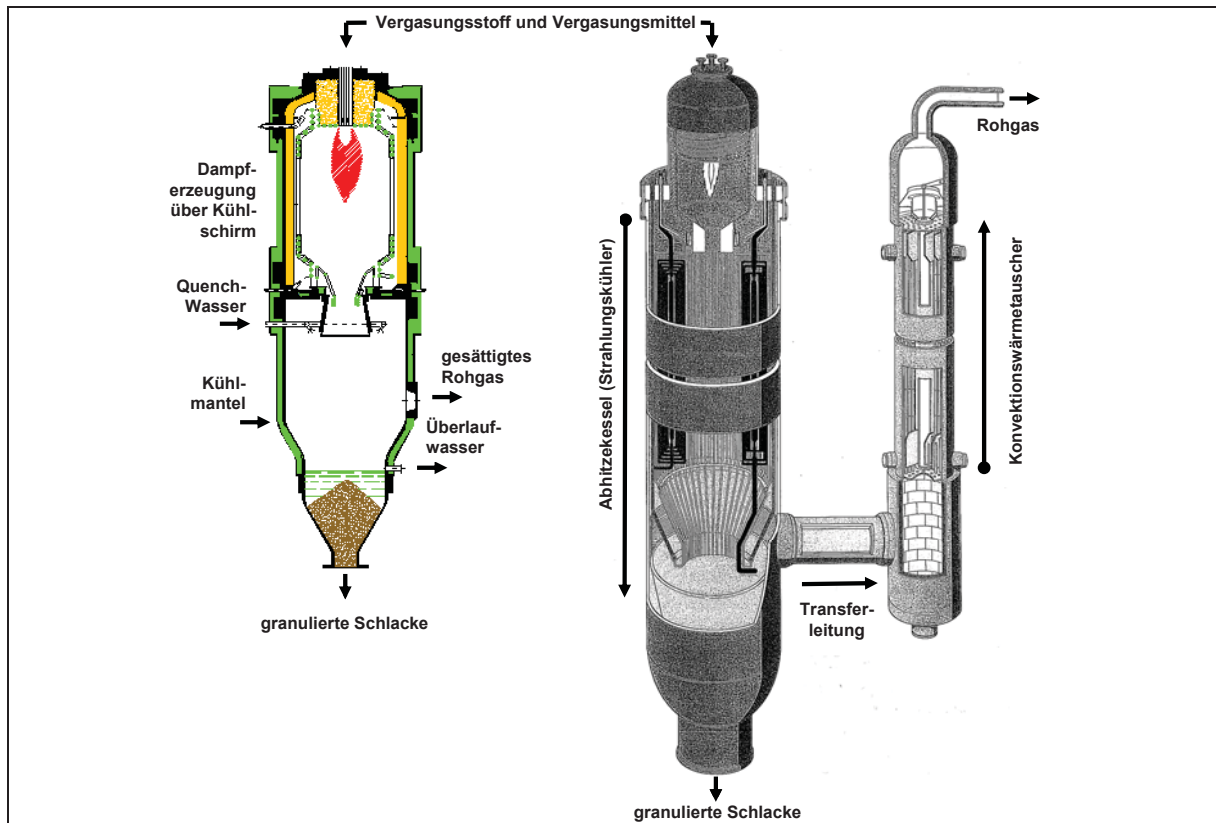


Abbildung 3.5: Siemens-Kohlevergasung mit Kühlschirm und Wasser-Quench (nach [25]) sowie mit Partialquench und Abhitzeverwertungssystem (nach [26])

Beim Siemens-Kohlevergaser mit Wasser-Quench wird das Rohgas nach Abkühlung einer Wasserwäsche zugeführt, die Schlacke wird über das sich dem Quenchraum anschließende Wasserbad granuliert und mittels Schnecken ausgetragen. Die thermische Vergaserleistung kann heute bis zu 500 MW betragen [27]. Die den untersuchten Konzepten vorgegebene Braunkohle ist innerhalb des Siemens-Kohlevergasers erprobt.

Technologie der Wirbelschichtvergasung

Wirbelschichtvergaser weisen bis auf die Flammenzonen vor den Vergasungsmitteldüsen und die Abkühlung zum Bodenabzug keine ausgeprägten Reaktions- und Temperaturzonen auf, so dass im Reaktor – global betrachtet – die Teilreaktionen im Wesentlichen bei Temperaturen unterhalb des Ascheerweichungspunktes ablaufen. Aufgrund der niedrigen Prozesstemperaturen kommt es neben einem unvollständigen Kohlenstoffumsatz zur verstärkten Bildung von Methan. Die Wirbelschichtvergasung ist besonders für reaktionsfähige Kohlenstoffträger wie Braunkohlen oder Biomassen geeignet. Beispiele für Wirbelschichtvergaser sind der für die untersuchten Konzepte ausgewählte HTW-Vergaser, sowie das Lurgi-Zirkulierende-Wirbelschicht-Verfahren (LZWS-Verfahren [5][28]), der U-Gas-Vergaser [29] und der Kellogg-Rust-Westinghouse-Vergaser [30][31].

HTW-Kohlevergasung

Die HTW-Kohlevergasung wurde von den Rheinischen Braunkohlenwerken AG (Rheinbraun) entwickelt. Dabei konnte Rheinbraun auf Erfahrungen des Tochterunternehmens Union Kraftstoff zurückgreifen, die von 1956 bis 1964 in Wesseling einen atmosphärischen Winkler-Vergaser betrieben haben. Der HTW-Vergaser (Abbildung 3.6) zeichnet sich gegenüber sonst üblichen Wirbelschichtvergasern dadurch aus, dass die Zuführung der Vergasungsmittel (Sauerstoff/Luft und Dampf) mit auf verschiedenen Ebenen verteilten Rohrdüsen erfolgt. Damit einhergehend erfolgt eine Unterteilung des Reaktionsraumes in Wirbelschicht und Nachvergasungszone. Der Vergasungsstoff wird kontinuierlich mit Hilfe von Zellenrädern und Transportschnecken oder gravimetrisch über ein Schrägrohr aus Vorlagebehältern dem Reaktionsraum (Wirbelbett) zugegeben. Darin reagiert der Vergasungsstoff mit den Vergasungsmitteln bei Temperaturen von rund 950 °C.

Das erzeugte Rohgas wird im Rückführzyklon von mitgerissenen Staubpartikeln gereinigt und durch den Rohgaskühler vor der Reststaubabscheidung im Warmgasfilter abgekühlt. Anschließend wird es einer Wasserwäsche zugeführt. Unterhalb des Reaktionsraumes wird die Asche abgezogen, gekühlt, über separate Schleusensysteme ausgetragen und einer Nachverbrennung zugeführt. Die Nachverbrennung erfolgt in einer zirkulierenden atmosphärischen Wirbelschichtfeuerung (ZWSF) und ist aufgrund des unvollständigen Kohlenstoffumsatzes von ca. 95 % erforderlich. Die den untersuchten Konzepten vorgegebene Braunkohle ist erprobt.

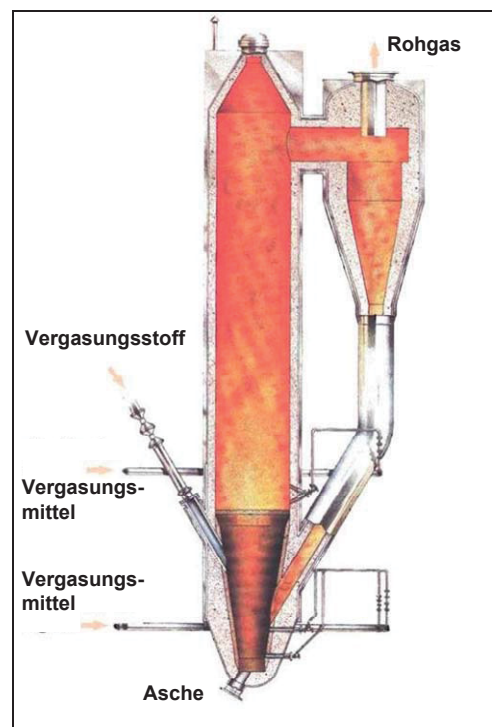


Abbildung 3.6: HTW-Kohlevergasung [32]

3.1.4 Flowsheet Simulation der Vergasungstechnologien

Modellierung des Shell-Typ-Vergasers

Die Abbildung des Reaktionsraumes in ASPEN Plus™ erfolgt mit einem Gleichgewichtsreaktor (RGIBBS). Den darin definierten Vergasungsreaktionen wird ein globaler Temperatur-Approach von 0 K aufgeprägt. Die eintretenden Ströme Vergasungsstoff und Vergasungsmittel werden bei einer Temperatur von 1.500 °C umgesetzt. Aufgrund des hohen Feuchtegehaltes des Vergasungsstoffes bedarf es keines Dampfstromes zur Temperaturmoderation.

Weiterhin wird zur Vereinfachung der Simulation auf die bei Kaltstart erforderlichen Stoffströme eines Pilotbrenners verzichtet. Mit der Sauerstoffmenge wird ein C-Umsatz von 99,9 % eingestellt. Im Modell kommt es nicht zur Bildung von C_6H_6 und weiteren höheren Kohlenwasserstoffen. CH_4 entsteht nur in geringen Mengen.

Dem mit Kühlschild (HEATER) ausgeführten Reaktionsraum wird zur Prozesswasservorwärmung und ND-Dampferzeugung eine Wärmemenge in Höhe von 0,4 % der thermischen Vergaserleistung (H_o) entzogen. Die Asche sowie nicht umgesetzter Kohlenstoff werden am Fuß des Reaktionsraumes bei Vergaseraustrittstemperatur ausgetragen. Das Rohgas wird am Kopf abgezogen, durch Gas-Quench (MIXER) und ROGADE (MHEATX) auf 285 °C abgekühlt und einem Kerzenfilter (SEP) zugeführt. Im ROGADE wird dabei HD-Sattdampf für den Dampfkraftprozess und MD-Sattdampf für die katalytische CO-Konvertierung bereitgestellt. Zur Abbildung der Kerzenfilterreinigung wird dem Kerzenfilter HD-Stickstoff zugeführt. Die Menge entspricht dabei 0,5 % des Rohgasstromes. Der HD-Stickstoffstrom weist einen Druck von 75 bar auf und wird indirekt durch das Rohgas oder den WDKL auf 305 °C vorgewärmt. Im Kerzenfilter werden die Feststoffe aus dem Rohgas abgetrennt und anschließend in den Reaktionsraum zurückgeführt. Anschließend wird soviel Rohgas (SPLIT) als Quenchgas zum Reaktionsraum zurückgeführt, dass das Rohgas nach Reaktionsraumaustritt auf 750 °C abgekühlt wird. Aufgrund des Druckverlustes über ROGADE und Kerzenfilter und eines Überdrucks von 3 bar bei der Zufuhr zum Rohgas muss das Quenchgas über ein Quenchgebläse verdichtet werden. Das vereinfachte Verfahrensschema des Shell-Typ-Vergasers ist in Abbildung 3.7 dargestellt.

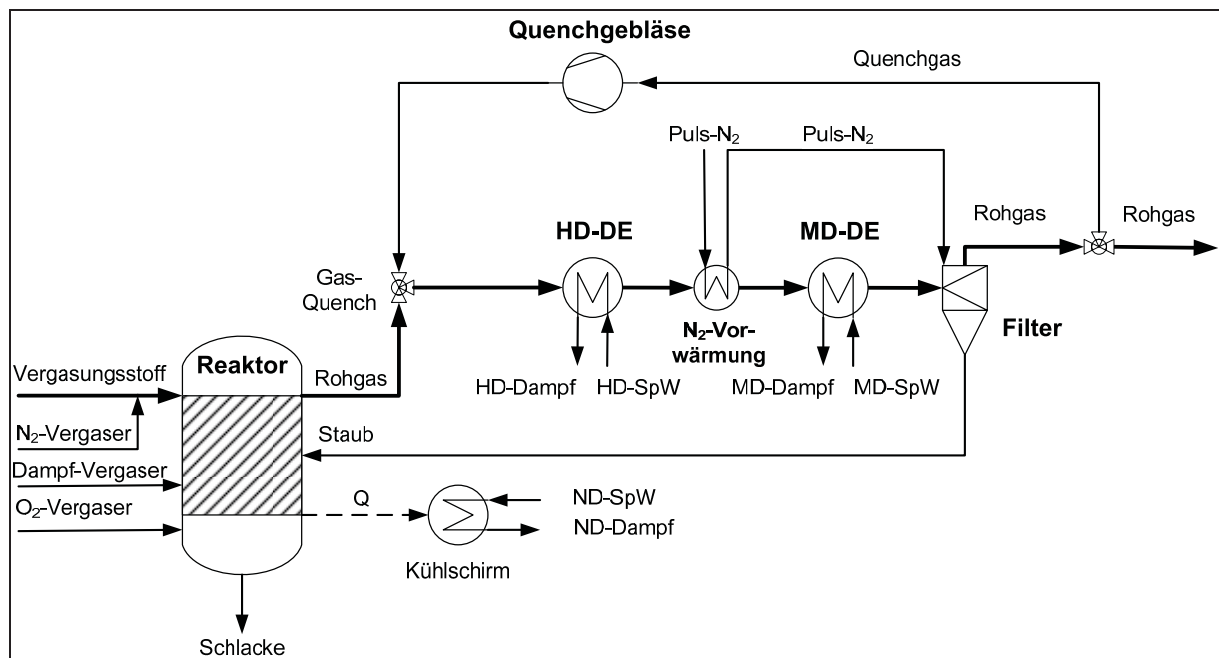


Abbildung 3.7: Verfahrensschema zum Modell des Shell-Typ-Vergasers

Modellierung des Siemens-Typ-Vergasers

Die Abbildung des Reaktionsraumes in ASPEN Plus™ erfolgt mit einem Gleichgewichtsreaktor (RGIBBS). In diesem erfolgt ein gleichgerichteter Austrag von Rohgas und Schlacke (Abbildung 3.8). Daher kann aufgrund der Temperierung des Rohgases durch die Schlacke eine geringere Vergasungstemperatur im Vergleich zum Shell-Typ-Vergaser angenommen werden. Sie wird mit Hilfe der Sauerstoffmenge auf 1.450 °C geregelt. Dem Reaktor wird ein globaler Temperatur-Approach von 0 K aufgeprägt. Der C-Umsatz wird auf 99,9 Ma.-% festgelegt. Die über den mit Kühlschirm (HEATER) ausgeführten Reaktionsraum abzuführende

Wärmemenge wird mit 150 kW/m² angenommen und dient der Wasservorwärmung bzw. ND-Dampferzeugung⁴. Aufgrund des hohen Feuchtegehaltes des Vergasungsstoffes bedarf es keines Dampfstromes zur Temperaturmoderation. Weiterhin wird zur Vereinfachung der Simulation auf die Stoffströme von Pilot- bzw. Stützbrenner verzichtet. Im Modell kommt es nicht zur Bildung von C₆H₆ und weiteren höheren Kohlenwasserstoffen. CH₄ entsteht nur in geringen Mengen.

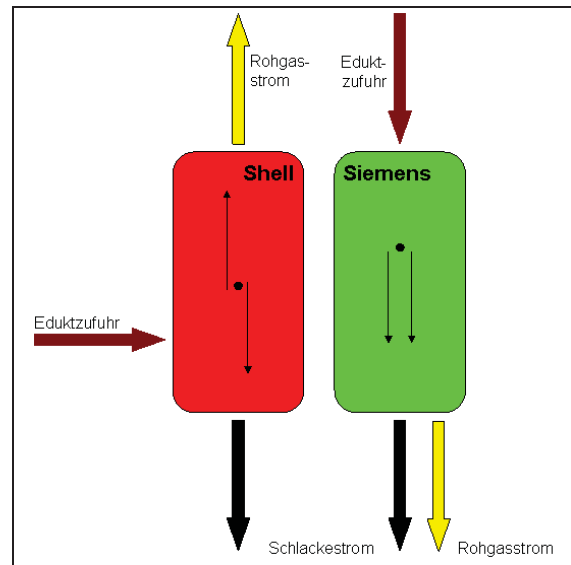


Abbildung 3.8: Vergleich von Rohgas- und Schlackeweg im Siemens- und Shell-Typ-Vergaser

⁴ Bei einer thermischen Vergaserleistung von 250 MW kann aus Durchmesser und Höhe des Reaktionsraumes sowie mit Annahme einer Verweilzeit auf den über die Vergaserwand erfolgten Wärmestrahlung geschlossen werden.

Das den Reaktionsraum zusammen mit der Feststofffraktion verlassende Rohgas wird durch Zuführung eines Warmwasserstromes im Wasser-Quench (RGIBBS) auf etwa 210 °C abgekühlt. Der Warmwasserstrom wird durch Überschusswasser des Wasserbades vorgewärmt und durch Wärmeverschiebung aus der Rohgaskonditionierung auf 175 °C erwärmt. Im Wasser-Quench werden zusätzlich 3 % des im Rohgas befindlichen CO zu H₂ und CO₂ umgesetzt. Die Regelung erfolgt durch eine definierte Zugabe an Quenchwasser vor einem zwischen Reaktions- und Quenchraum integrierten Gleichgewichtsreaktor (RGIBBS). Das vereinfachte Verfahrensschema des Siemens-Typ-Vergasers ist in Abbildung 3.9 dargestellt.

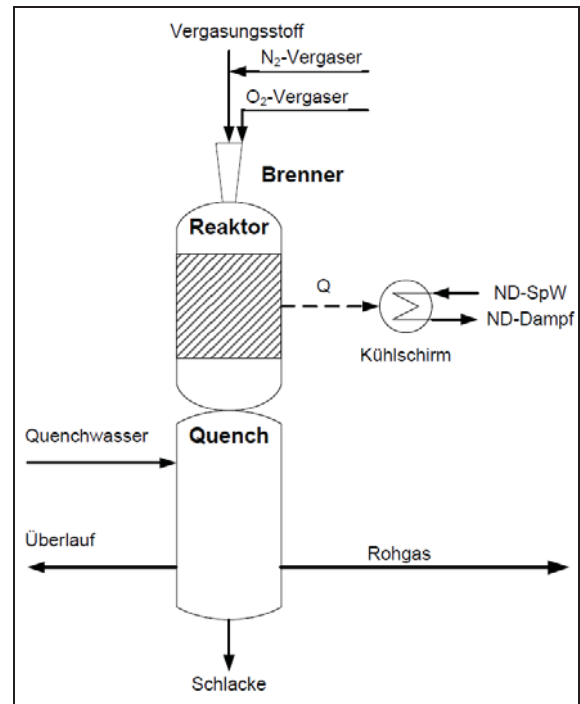


Abbildung 3.9: Verfahrensschema zum Modell des Siemens-Typ-Vergasers

Modellierung des HTW-Typ-Vergasers

Die Abbildung des Reaktionsraumes in ASPEN Plus™ erfolgt mit einem Gleichgewichtsreaktor (RGIBBS). Den darin definierten Vergasungsreaktionen werden für die Abbildung der Reaktionskinetik Temperatur-Approache aufgeprägt. Da keine Datenbasis für die verwendete Braunkohle zur Verfügung steht, werden diese mit bekannten Messwerten auf Basis von Auswertungen für Rheinische Braunkohle ermittelt und als Modellierungsannahmen übernommen (Anlage B). Die eintretenden Ströme Vergasungsstoff und Vergasungsmittel (Sauerstoff und Dampf) werden bei einer Temperatur von 980 °C umgesetzt. Mit der Sauerstoffmenge wird ein C-Umsatz von 95 Ma.-% eingestellt. Durch Regelung der Dampfungabe wird die Wärmebilanz des Reaktionsraumes beeinflusst und ein Strahlungswärmeverlust von 0,4 % der thermischen Vergaserleistung (Ho) berücksichtigt. Weiterhin werden dem Reaktionsraum drei unterschiedliche Stickstoffströme⁵ zugeführt.

Den Reaktionsraum verlassen heißes staubbeladenes Rohgas und Asche mit einer Temperatur von 980 °C. Darin nicht umgesetzter Kohlenstoff wird zu 2/3 mit dem am Fuss des Vergasers befindlichen Bodenabzug aus dem System ausgetragen. Die restliche Menge verlässt den Reaktionsraum als Staub mit dem Rohgas. Dem heißen staubbeladenen Rohgas wird am Reaktionsraumaustritt Wasser zugeführt, um dessen Temperatur auf 920 °C zu regeln.

⁵ a) Direkte N₂-Dosierung; b) N₂-Dosierung als Rückgas und Spülgas (Berechnung anhand Auslegung Kohleeintragssystem); c) N₂-Dosierung als Fördergas (Berechnung anhand Auslegung Kohleeintragssystem)

Anschließend wird das Rohgas durch Dampferzeugung⁶ (MHEATX) auf 285 °C abgekühlt. Die Temperatur des Aschestromes wird über einen rechnerischen Wärmetauscher (HEATER) auf 600 °C eingestellt und es erfolgt eine Wärmeverschiebung zurück in den Reaktionsraum.

Das Rohgas wird anschließend einem Kerzenfilter (SEP) zugeführt. Diesem wird weiterhin HD-Stickstoff aus der LZA zugegeben. Die Menge entspricht dabei 0,5 % des Rohgasstromes. Der HD-Stickstoff weist einen Druck von 75 bar auf und wird indirekt (HEATER) durch das Rohgas oder den WDKL auf 305 °C vorgewärmt. Im Kerzenfilter werden Staubpartikel und daran angelagerte Alkalichloride aus dem Rohgas abgetrennt.

Aufgrund des hohen C-Anteils im Aschestrom und dem den Kerzenfilter verlassenden Staubstrom, werden diese zur thermischen Nachbehandlung einem ZWSF-Kessel (RGIBBS) zugeführt. Die dort freigesetzte Wärme dient der Erzeugung von HD-Sattdampf und überhitztem MD-Dampf. Beide Dampfströme werden in den WDKL integriert. Das vereinfachte Verfahrensschema des HTW-Typ-Vergasers ist in Abbildung 3.10 dargestellt.

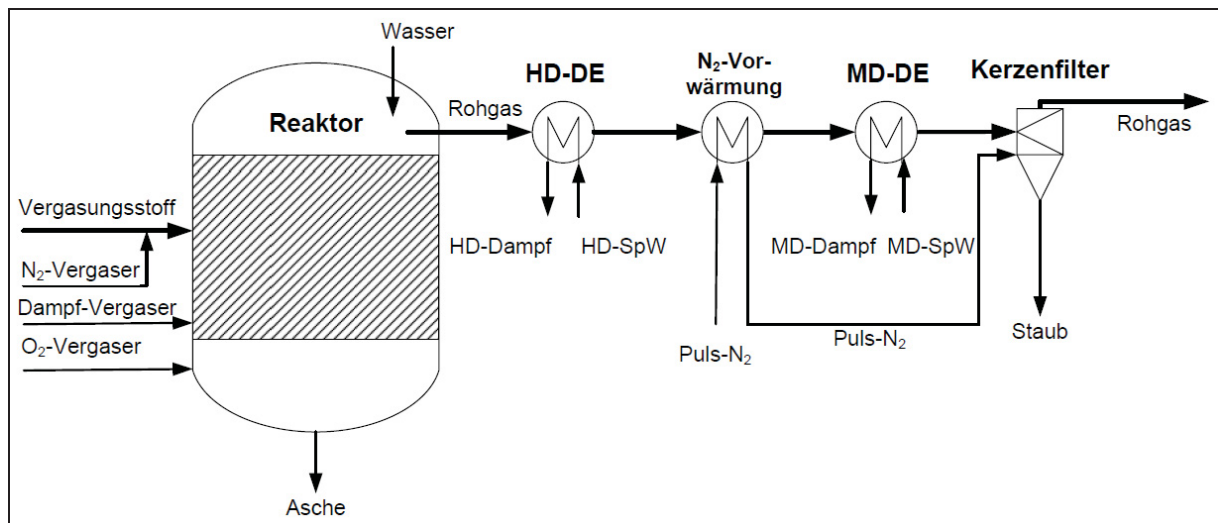


Abbildung 3.10: Verfahrensschema zum Modell des HTW-Typ-Vergasers

3.1.5 Vergleich der abgebildeten Vergasungstechnologien

Die drei in ASPEN PlusTM modellierten Vergasungstechnologien bleiben bei allen Potenzialuntersuchungen unverändert. Sie werden mit gleichem Vergasungsdruck p_{VG} von 33 bar abgebildet. Dieser wird wie folgt abgeschätzt:

$$p_{VG} = p_{GT}^{aus} \cdot \Pi \cdot \alpha + \Delta p_{ROGADE} + \Delta p_{GA} \quad 3-16$$

⁶ HD-Sattdampf für den Dampfkraftprozess und MD-Sattdampf für die katalytische CO-Konvertierung oder aber zur Integration in den WDKL

Der Gasdruck am Austritt der Gasturbine p_{GT}^{aus} beträgt ca. 1,05 bar, das Druckverhältnis der Gasturbine Π liegt zwischen 16 und 18, der relative Druckverlust vor der Gasturbine α ist ca. 1,3 (Regelventil) und der Druckverlust im ROGADE Δp_{ROGADE} beträgt ca. 1,8 bar. Der Druckverlust der Gasreinigung Δp_{GA} ist aus den einzelnen Gaskonditionierungsschritten zusammengesetzt. Die Abschätzung des Druckverlustes der Gaskonditionierung ist in Tabelle 3-5 aufgeführt.

Tabelle 3-5: Druckverluste der Gasreinigung

Abschnitt	Komponenten	Druckverlust [bar]
Kerzenfilter	Kerzenfilter	0,1
Wasserwäsche	Venturiwäscher	0,5
Katalytische CO-Konvertierung und Kühler-Sättiger-Kreislauf	2 Kolonnen, 2 Reaktoren, 2-3 Wärmetauscher	2,7
Sauergaswäsche	2 Kolonnen, 2 Wärmetauscher	1,2
Sättigungskreislauf	1 Kolonne	0,1
Summe		4,6

Unter Berücksichtigung von Gleichung (3-16) kann einschließlich 5 % Sicherheitszuschlag ein Vergasungsdruck von 33 bar vorgegeben werden. In Tabelle 3-6 werden Annahmen und Ergebnisse der Modellierung zusammengefasst.

Tabelle 3-6: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Vergasungstechnologien

Bilanzgrenze Vergaser		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Vergasungstemperatur	[°C]	1.450	1.500	980
Vergasungsdruck	[bar]	33,0	33,0	33,0
C-Umsatz	[%]	>99,8	>99,8	95,0
Kaltgaswirkungsgrad	[%]	80,1	78,4	81,7
Spez. Sauerstoffbedarf	[kg/kg(VS _{waf})]	0,73	0,76	0,50
Spez. Dampfbedarf	[kg/kg(VS _{waf})]	0,00	0,00	0,38
Wärmeverlust (Ho)	[%]	ND-DE	ND-DE	0,40
Rohgas ex Rohgaskühlung				
Rohgaskühlung	[-]	Wasser-Quench (Voll-Quench)	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
H ₂	[Vol.-%(tr.)]	29,69	26,58	32,89
CO	[Vol.-%(tr.)]	54,42	56,63	34,85
CO ₂	[Vol.-%(tr.)]	8,37	7,37	18,46
CH ₄	[Vol.-%(tr.)]	0,00	0,00	6,07
H ₂ S	[Vol.-%(tr.)]	0,67	0,69	0,45
N ₂ + Ar	[Vol.-%(tr.)]	6,77	8,65	6,80
Rest (C ₆ H ₆ , COS ...)	[Vol.-%(tr.)]	0,08	0,08	0,48
Summe	[Vol.-%(tr.)]	100,00	100,00	100,00
Feuchtegehalt	[Vol.-%]	57,39	11,70	18,67
Heizwert	[kJ/kg]	5.006,7	9.252,3	9.230,2
Druck	[bar]	33	33	33
Temperatur (* vor ROGADE)	[°C]	206	750*	920*
Potenzieller Temperaturbereich der Rohgaswärmenutzung	[°C]	keine Nutzung	750 bis 285	920 bis 285

Der HTW-Typ-Vergaser weist bei geringstem spezifischem Sauerstoffbedarf den höchsten Kaltgaswirkungsgrad auf. Jedoch muss aufgrund des geringen C-Umsatzes zur Nachverbrennung der Asche eine ZWSF integriert werden und entstehendes CH_4 und C_6H_6 verringern den maximalen C-Rückhaltegrad. Der ROGADE steigert hingegen den möglichen energetischen Wirkungsgrad. Ein ROGADE ist auch im Shell-Typ-Vergaser enthalten. Aufgrund der geringen Rohgasfeuchte wird bei beiden Vergasungstechnologien im Vergleich zum Siemens-Typ-Vergaser ein erhöhter Dampfbedarf zur katalytischen CO-Konvertierung erwartet. Dieser muss in Form von MD-Dampf aus Kesselspeisewasser bereitgestellt werden. Für den Gesamtprozess mit Siemens-Typ-Vergaser kann in Folge des einfacher gestalteten Wasser-Quenches und dem damit verbundenen Wegfall des ROGADE ein geringerer energetischer Wirkungsgrad abgeschätzt werden. Jedoch kann beim Wasser-Quench das eigene Waschwasser verwendet werden, welches anschließend als Rohgasfeuchte der katalytischen CO-Konvertierung zur Verfügung steht. Weiterhin ist der Investitionsaufwand eines Wasser-Quenches, verglichen mit dem eines Gas-Quenches und/oder eines ROGADE, gering.

3.2 Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung

Feste Vergasungsstoffe müssen vor Zuführung in den Vergasungsreaktor eine ausreichende Fließ- oder Rieselfähigkeit und eine der Vergasungstechnologie angepasste Körnung aufweisen. Ein hoher Feuchtegehalt beeinflusst zudem den spezifischen Sauerstoffbedarf und Kaltgaswirkungsgrad der jeweiligen Vergasungstechnologie negativ. Die Rohbraunkohle (RBK) weist über 50 Ma.-% Feuchte auf. Sie muss getrocknet und zerkleinert werden.

3.2.1 Technologie der Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung

Zur Trocknung von Braunkohle kommt in der Praxis die Wirbelschicht-Trocknung mit interner Abwärmenutzung (WTA) zum Einsatz. Weitere Möglichkeiten sind die Dampf-Wirbelschicht-Trocknung (DWT) [33][34] und die Mechanisch-Thermische Entwässerung (MTE) [34] bis [37]. Innerhalb einer Studienarbeit [38] werden beide Prozesse dem WTA-Prozess gegenübergestellt.

Beim WTA-Prozess wird die Dampfmenge, die dem aus der RBK ausgetriebenen Brüden entspricht, nach Verlassen der Wirbelschicht verdichtet, folglich auf ein höheres Temperaturniveau gebracht, und anschließend durch einen Wärmetauscher in die Wirbelschicht geführt. Die dabei entstehende Kondensationswärme wird durch Wärmeaustausch mit der Wirbelschicht intern zurück gewonnen. Externer Dampf wird lediglich für Begleitheizungen verwen-

det. Der gesamte in der Wirbelschicht entstandene Brüden wird kondensiert und verlässt flüssig die Anlagengrenze. Eine WTA-Demonstrationsanlage wurde von RWE Power AG in Frechen im Zeitraum 1993 bis 1999 betrieben. Eine Pilot-Trocknungsanlage wurde am Standort Niederaußem in 2001 in Betrieb genommenen. Weiterführende Informationen sind in den Quellen [39] bis [44] zu finden. Der Prozess ist in Abbildung 3.11 schematisch dargestellt.

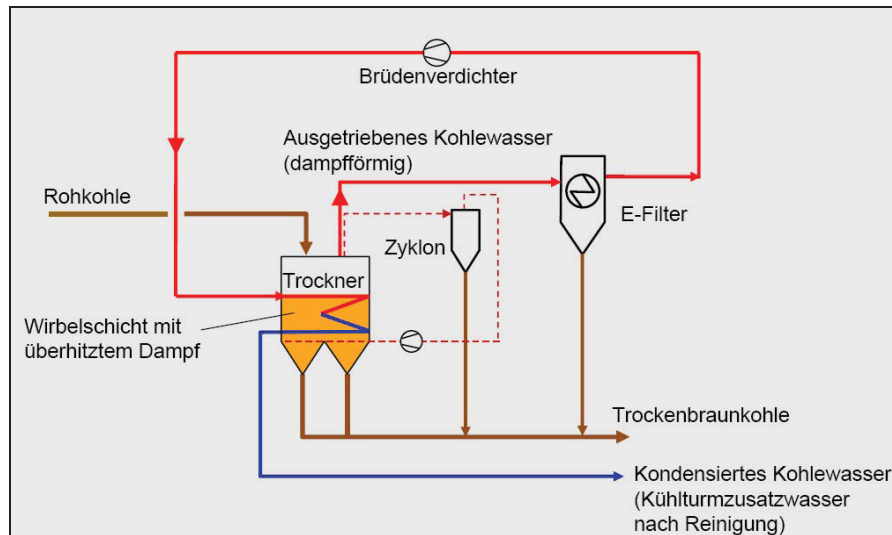


Abbildung 3.11: Wirbelschichttrocknung mit interner Abhitzenutzung [39]

Potenziale der Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung liegen in der Körnung der aufgegebenen RBK und der mit dem Prozess erreichten Restfeuchte der Trockenbraunkohle (TBK). Eine gröbere Körnung senkt den elektrischen Eigenbedarf für Mahlung bzw. Zerkleinerung, stößt jedoch bei Flugstromvergasungstechnologien an Grenzen hinsichtlich des Ausbrandverhaltens der TBK. Zudem ist das Potenzial zur Prozessoptimierung aufgrund des vergleichsweise geringen Energiebedarfs gegenüber dem des Trocknungsprozesses niedrig. Eine verringerte bzw. erhöhte Brennstofftrocknung kann hingegen großen Einfluss auf den Wirkungsgrad des Kraftwerksprozesses haben.

3.2.2 Flowsheet Simulation der Vergasungsstofftrocknung und -aufbereitung

Der WTA-Prozess wird mit EBSILON® Professional abgebildet. Das Modell besitzt Schnittstellen zum Vergasungsprozess und zum Wasserdampfkreislauf, woraus ND-Dampf entnommen und worin Kondensat zurückgeführt wird. Die WTA-Prozesskonfiguration ist unabhängig vom nachfolgenden Vergasungsprozess. Alle Vergasungstechnologien der Basiskonzepte werden mit TBK mit einer Restfeuchte von 12 Ma.-% betrachtet. Der Restfeuchtegehalt entspricht Erfahrungswerten der Praxis. Bei der Potenzialuntersuchung zur Auswirkung eines verringerten Brennstofftrocknungsaufwandes weist die TBK eine um 25 % höhere Restfeuchte (15 Ma.-%) auf. Ein Verfahrensbild des modellierten WTA-Prozesses ist in Abbildung 3.12 dargestellt.

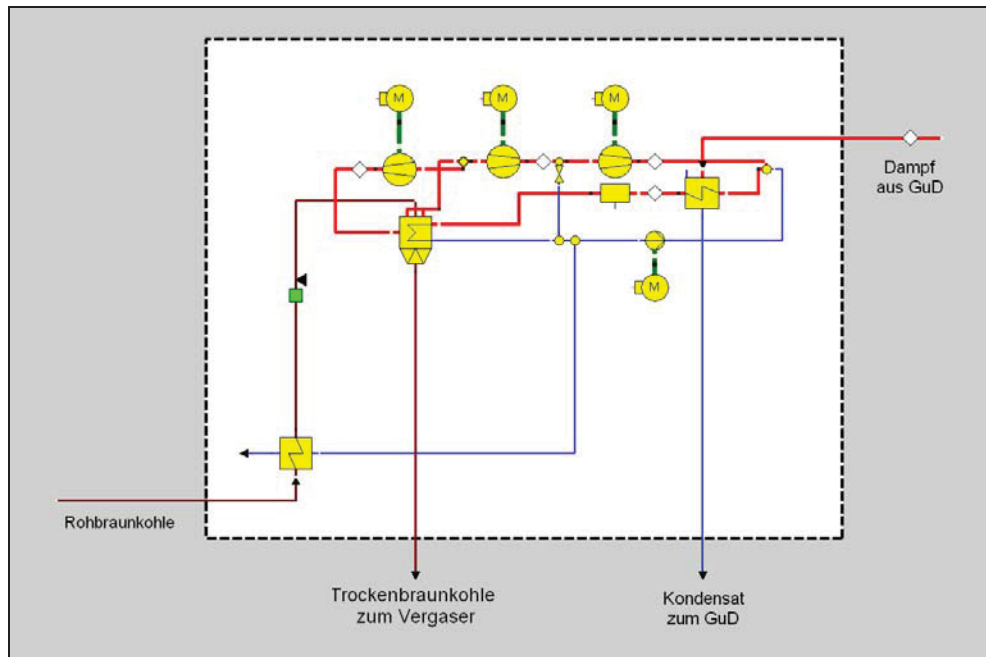


Abbildung 3.12: Modell des WTA-Prozesses in EBSILON® Professional

Eine Zusammenfassung von Modellierungsannahmen und -ergebnissen ist in Tabelle 3-7 wiedergegeben.

Tabelle 3-7: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung des WTA-Prozesses

Bilanzgrenze WTA		RBK (57 Ma.-%(H ₂ O))	TBK (12 Ma.-%(H ₂ O))	TBK (15 Ma.-%(H ₂ O))
C	[Ma.-%]	25,98	53,17	51,36
H	[Ma.-%]	2,10	4,30	4,15
O	[Ma.-%]	10,29	21,06	20,35
N	[Ma.-%]	0,30	0,61	0,59
S	[Ma.-%]	0,80	1,64	1,58
Cl	[Ma.-%]	0,03	0,06	0,06
Asche	[Ma.-%]	3,50	7,16	6,91
Wasser	[Ma.-%]	57,00	12,00	15,00
Summe	[Ma.-%]	100,00	100,00	100,00
Hu	[kJ/kg]	8.611,4	20.173,0	19.403,1
Ho	[kJ/kg]	10.459,2	21.404,8	20.675,1
Prozesskennwerte				
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf	[kW/kg(RBK)]	-	162,8	157,3
	[kW/kg(TBK)]	-	333,2	311,0
Spezifischer ND-Dampfbedarf	[kW/kg(RBK)]	-	62,2	62,6
	[kW/kg(TBK)]	-	127,4	123,7
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf zur Zerkleinerung und Mahlung [45][46]	[kW/kg(TBK) Wirbelschichtvergasung]	-	20,0	20,0
	[kW/kg(TBK) Flugstromvergasung]	-	54,0	54,0

3.3 Sauerstoffbereitstellung

Studien haben ergeben, dass ein IGCC-CCS-Kraftwerksprozess mit Wirbelschicht- oder Flugstromvergaser am effizientesten und wirtschaftlichsten mit einer Sauerstoffreinheit zwischen 95 und 98 % betrieben wird. Ein Überblick zu unterschiedlichen Prozessen der hierzu erforderlichen Luftzerlegung ist in Abbildung 3.13 gegeben.

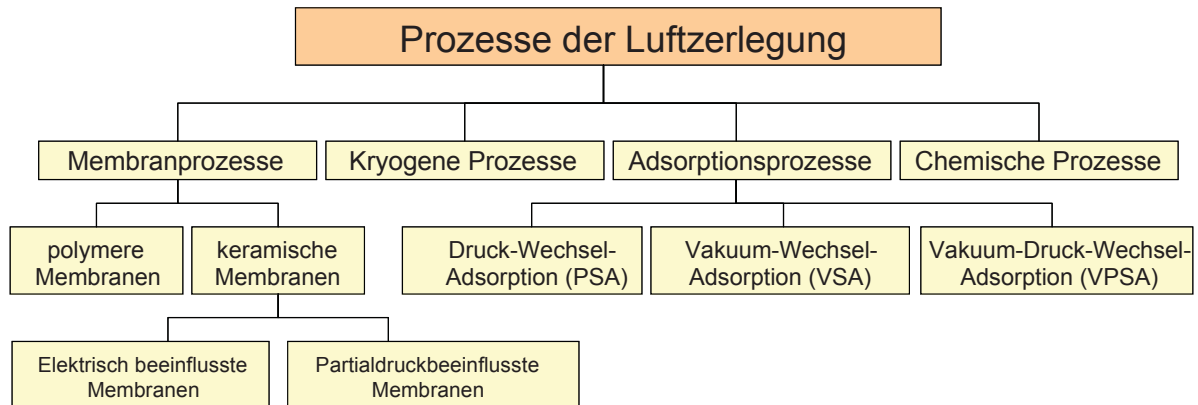


Abbildung 3.13: Prozesse der Luftzerlegung

Der Membranprozess mit hohlen Polymerfasermembranen dient der N_2 -, H_2 - und He-Gewinnung. Die Membranen trennen Gase nach dem Prinzip der selektiven Durchdringung der Membranwand. Zur O_2 -Gewinnung sind polymere Membranen derzeit jedoch weniger geeignet. Keramische Membranen werden für Lambda-Sonden, Brennstoffzellen und zur Gastrennung erforscht. Der großtechnische Einsatz wird besonders in industriellen Hochtemperaturprozessen und in zukünftigen IGCC-CCS-Kraftwerken gesehen. Je nach zum Einsatz kommende Material kann das Trennprinzip entweder ein elektrisches Potenzial oder die Partialdruckdifferenz über der Membran sein. Adsorptionsprozesse finden Anwendung in der Gewinnung von hochreinem H_2 , der Lufttrocknung und der Produktion von N_2 und O_2 . Die H_2 -Produktion ist bis zu $100.000 \text{ m}^3(\text{i.N.})/\text{h}$ mit einer Reinheit von 99,999 Vol.-% möglich. Die Reinheit der O_2 -Produktion liegt zwischen 90 und 95,5 Vol.-% bei einer Kapazität von 170 t/d. Chemische Prozesse zur Luftzerlegung haben zum gegenwärtigen Stand der Technik wie zum Stand der Technik in 2025 keine Bedeutung.

Gegenwärtig ist die kryogene Luftzerlegung die einzige kommerziell verfügbare Technik zur Produktion großer Mengen an Sauerstoff. Aufgrund der erforderlichen O_2 -Menge und -Reinheit ist im IGCC-Kraftwerksprozess der Einsatz einer kryogenen Luftzerlegungsanlage (LZA) Stand der Technik. Industriell ausgeführte Anlagen weisen eine Anlagenkapazität von etwa 1.800 t/d auf. Die kryogene Luftzerlegung wird nachfolgend vertiefend betrachtet und in alle Konzepte⁷ integriert. Weiterhin weisen keramische Membranen ein hohes Potenzial zum effizienten Einsatz in zukünftigen Kraftwerken auf. Sie werden aufgrund ihrer möglichen In-

⁷ Exklusive Potenzialkonzepte SoA-2025-innovativ

tegration in einen Gasturbinenprozess als Potenzial zur Wirkungsgradsteigerung zum Stand der Technik im Jahr 2025 betrachtet und in Kapitel 3.3.3 näher beschrieben.

3.3.1 Technologie der kryogenen Luftzerlegung

Im Konzeptvergleich wird zur O_2 -Bereitstellung eine kryogene ND-Luftzerlegung⁸ zugrunde gelegt. Ein solcher Prozess ist in Abbildung 3.14 beispielhaft wiedergegeben.

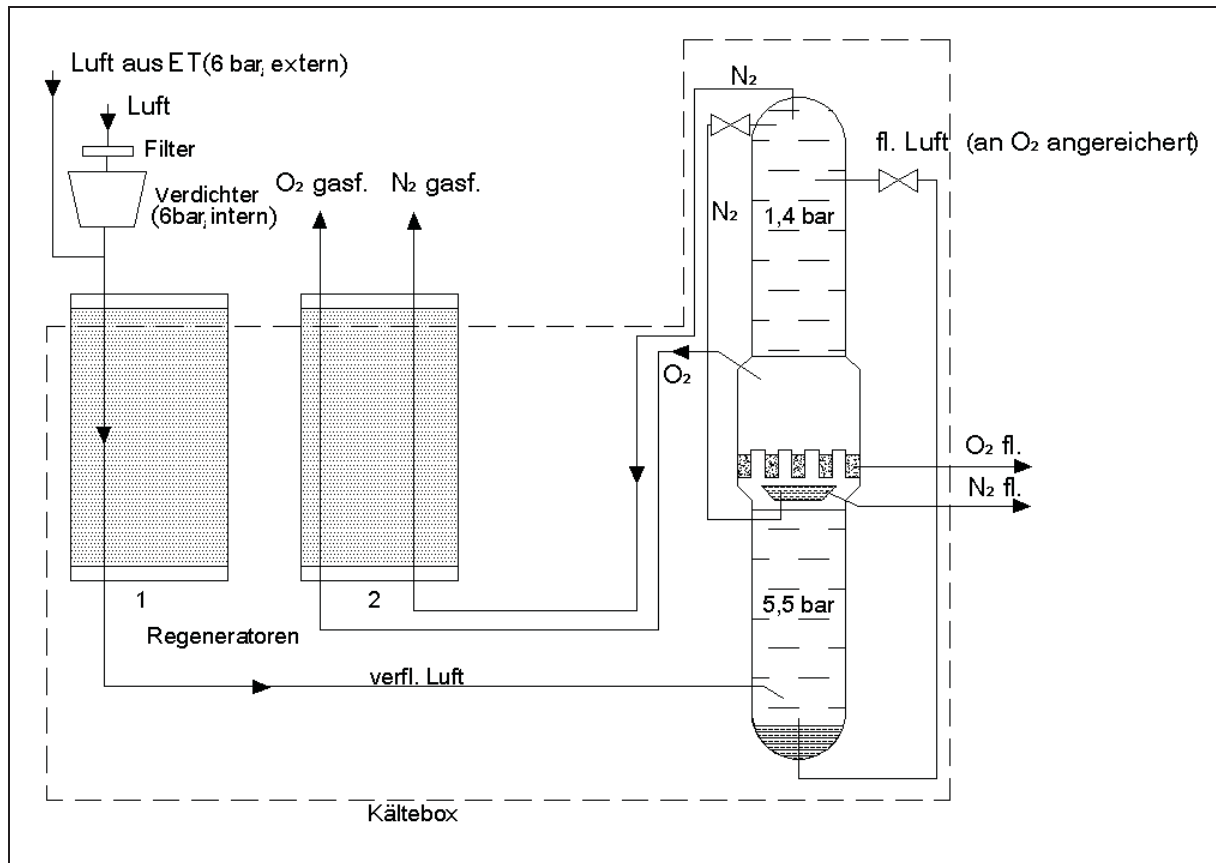


Abbildung 3.14: Prinzip einer in einen IGCC-Kraftwerksprozess integrierten LZA

Nach Luftansaugung und anschließender Vorreinigung (Entfernung von CO_2 und Wasser) wird Luft auf 6 bar verdichtet. Anschließend kommt es zur teilweisen Luftverflüssigung durch Vorkühlung auf etwa -180 °C , Entspannung und weiteren Abkühlung. Die Zerlegung der Luft in ihre Bestandteile erfolgt über eine Doppeltrennsäule, bestehend aus einer unteren Drucksäule zur Vortrennung und einer oberen Niederdrucksäule zur Feintrennung. Darin rieselt flüssiges Produktgemisch dem aufsteigenden Gasstrom entgegen. Es kommt zur Aufstauung von Flüssigkeit auf den Siebböden und zur Durchströmung dieser durch Dampfblasen. O_2 kondensiert aus dem Gasstrom ($T_{\text{Siede}} = -183\text{ °C}$) und sammelt sich im Sumpf der Trennsäule. Gasförmiger N_2 ($T_{\text{Siede}} = -196\text{ °C}$) steigt zum Kopf der Trennsäule auf. Dabei kann durch

⁸ Später vereinfachend als LZA bezeichnet.

Verdampfen des O_2 im Sumpf und durch Zugabe von flüssigem N_2 am Kopf die gewünschte Reinheit erreicht werden.

Der elektrische Eigenbedarf der LZA ist abhängig von der geforderten O_2 -Reinheit sowie der ausgeführten Anlagengröße und damit der benötigten O_2 -Menge. Abbildung 3.15 gibt hierzu Näherungskurven wieder.

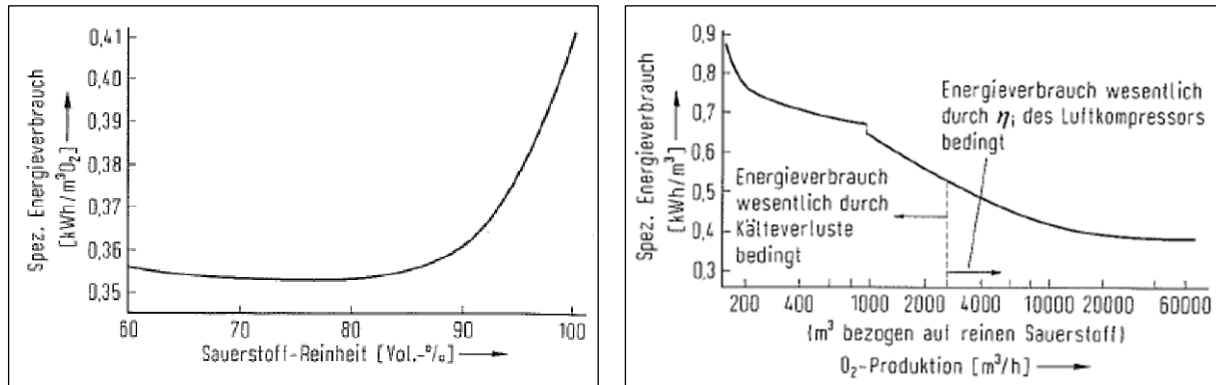


Abbildung 3.15: Spezifischer Energiebedarf der O_2 -Anreicherung in Abhängigkeit von O_2 -Reinheit und Anlagengröße [47]

Eine LZA kann hinsichtlich der Luftbereitstellung auf unterschiedliche Weise in einen IGCC-Kraftwerksprozess eingebunden werden (Integrationsgrad⁹):

- Keine Integration: Eine Luftverdichtung erfolgt in einem elektrischen Verdichter. → Hohe Flexibilität, unproblematisch im Anfahrprozess
- Volle Integration: Vollständige Deckung des Luftbedarfs über Entnahmeluft aus Gasturbine. → Steigerung des Gesamtwirkungsgrades bei entsprechender Notwendigkeit eines Entnahmeluftstromes, jedoch geringe Flexibilität
- Partielle Integration: Luftbezug über Entnahmeluft aus Gasturbine und zusätzlichem Luftverdichter. → Gute Flexibilität, Berücksichtigung der Gasturbinenerfordernisse

In einem IGCC-Kraftwerksprozess ist für die Vergasung zuerst O_2 bereitzustellen, bevor mit dem entstehenden Rohgas die Gasturbine betrieben werden kann. Weiterhin bedarf die LZA im Anfahrbetrieb Zeit, um eine erforderlich niedrige Temperatur zur O_2 -Gewinnung zu erreichen. Dies hätte bei voller Integration die Folge, dass die Gasturbine während des Anfahrprozesses mit Erdgas betrieben werden muss. Ökonomisch würde daher der Integrationsgrad der LZA technisch nach oben hin begrenzt werden¹⁰. Da zum Betrieb der Gasturbine mit H_2 -reichem Gas dem Gasturbinenkompressor Luft entnommen werden muss (siehe Kapitel 3.5.1), wird die LZA in den erarbeiteten Konzepten partiell integriert.

⁹ Der Integrationsgrad (IG) entspricht dem Verhältnis von Entnahmeluftmassenstrom aus Gasturbinenkompressor zum Gesamtluftbedarf der LZA (keine Integration: IG = 0 % / volle Integration: IG = 100 %)

¹⁰ Durch Modifikation der LZA kann schon heute eine Begrenzung des IG nach oben hin vermieden werden. Beispielsweise wurde im IGCC-Kraftwerk in Buggenum im Jahr 2004 der in der LZA vorhandene Stickstoffverdichter so modifiziert, dass dieser als Anfahrverdichter dienen konnte [48].

3.3.2 Flowsheet Simulation der kryogenen Luftzerlegung

Wesentliche Auslegungsmerkmale der in die Konzepte integrierten LZA sind:

- 2-Säulentrennanlage mit Flüssigphasenproduktverdichtung
- Partielle Integration:
 - Luft aus dem Gasturbinenkompressor: IG abhängig von der Gasturbinenauslegung und damit von Brenngaszusammensetzung und dazugehörigem Luftbedarf des Gesamtprozesses
 - Luftübergabe an LZA: 6,0 bar(a) und 60 °C (Teilentspannung¹¹ und Kühlung¹² des Luftmassenstromes aus dem Gasturbinenverdichter)
 - Zusätzlich aus Umgebung über LZA-internen Luftverdichter
- Umweltbedingungen gemäß Randbedingungen (Kapitel 2.2), zudem frei von Kohlenwasserstoffen, H₂, CO, Stickoxiden, Schwefel- und Chlorverbindungen sowie einen maximalen CO₂-Anteil von 400 ppmv

In Tabelle 3-8 sind Charakteristika der implementierten LZA zusammengefasst dargestellt.

Tabelle 3-8: Randbedingungen und Ergebnisse der in die Konzepte implementierten LZA

	Einheit	Konzepte mit LZA
Druck Eintrittsluft	[bar]	6,0
Temperatur Eintrittsluft	[°C]	60
Reinheit O ₂ -Vergaser	[Vol.-%]	>98
Druck O ₂ -Vergaser	[bar]	36
Druck N ₂ -Vergaser	[bar]	36
Druck N ₂ -Pulsgas	[bar]	75
Druck Restgas (N ₂ >98 Vol.-%)	[bar]	29
Integrationsgrad der LZA	[%]	variabel ¹⁾
Restgasintegrationsgrad	[%]	variabel ²⁾
Wärmeverschiebung vor Entspannungsturbine		Wärmeverschiebung in WDKL
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf	[kW/kg(O ₂)]	variabel zw. 900 und 2.100 ¹⁾

¹⁾ Abhängig von Vergasungstechnologie und Sauerstoffbedarf, sowie Brenngaszusammensetzung und GT.

²⁾ Abhängig von der Zielgröße Brenngas. Damit ist auch ein veränderter el. Eigenbedarf der LZA verbunden.

3.3.3 Potenziale

Keramische Membranen weisen ein hohes Potenzial zur effizienten O₂-Bereitstellung auf. Sie finden Anwendung im ITM-Prozess¹³ (auch OTM / MIEC oder MCM / SELIC genannt). Der Prozess nutzt stoffundurchlässige keramische Membranen, die sowohl eine elektrische als auch eine O₂-Ionen Leitfähigkeit bei hohen Temperaturen aufweisen. Als elektrische Leiter kommen dabei anorganische Metalloxide (Perowskite) zum Einsatz. Dabei wird O₂ der

¹¹ über Entspannungsturbine mit isentropem Wirkungsgrad von 88 %

¹² Wärmeverschiebung in WDKL

¹³ Ion-Transport-Membrane (Ionentransportmembran)

Luft an der Oberfläche der Membran adsorbiert und ionisiert, so dass dieser selektiv die Membran durchdringen kann. Für N_2 bleibt dieser Weg versperrt. Der Ionentransport wird durch einen Elektronenfluss in die entgegen gesetzter Richtung ausgeglichen. Die Triebkraft liegt in der Differenz des O_2 -Partialdrucks zwischen Permeat- und Retentatseite der Membran. Auf der Permeatseite geben die O_2 -Ionen Elektronen an die Oberfläche der Membran ab, verbinden sich neu und desorbieren von der Oberfläche als O_2 -Moleküle. Der Transport erfolgt bei Temperaturen $>700\text{ °C}$ (optimal 900 °C (Effizienz \leftrightarrow Membranstabilität)) und ist bei einer unbeschädigten Membran zu 100 % selektiv. Der Anteil an O_2 , welcher eine Membran durchdringen kann, ist dabei abhängig vom Druck der Luft am Retentateinlass, dem Druck am Permeateinlass sowie der Temperatur der Membran. Dabei muss selbst bei optimalen Prozessparametern weiterhin ein optimales Verhältnis von Membranoberfläche zu durchströmter Luftmenge gefunden werden. [49] bis [51]

Der ITM-Prozess findet in Gasturbinen geeignete Prozessparameter für einen optimalen Betrieb zur O_2 -Bereitstellung. Ferner können bei Integration in den Gasturbinenprozess die Membranoberflächen (und damit die Investitionskosten) durch eine Erhöhung des Luftmassenstromes des Gasturbinenkompressors verringert werden. Zur kostengünstigen Erzeugung von $140\text{ t}(O_2)/d$ wird der Prozess von EPRI [52] erprobt und in Zusammenarbeit von Siemens AG und Air Products and Chemicals Inc. in eine Gasturbine SGT6-6000G integriert [53][54]. Der ITM-Prozess ist zusammen mit geeigneten Betriebsparametern in Abbildung 3.16 schematisch dargestellt. Ergebnisse von Parameterstudien zur Membranintegration sind in Anhang B zu finden.

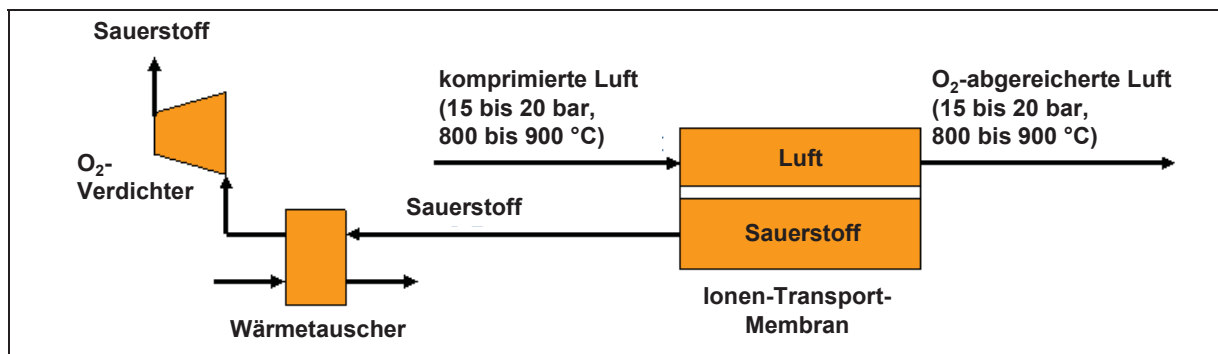


Abbildung 3.16: Schematischer Aufbau des ITM-Prozesses mit geeigneten Betriebsparametern (nach [53])

In einem IGCC-Kraftwerk weist der ITM-Prozess gegenüber einer LZA folgende Vor- und Nachteile auf [53]:

- Aufgrund der hohen Betriebstemperatur ist eine bessere thermische Integration in den Gesamtprozess möglich und kann zu einem höheren Wirkungsgrad führen
- Gasturbinen sowie die Brenner müssen modifiziert werden

- ITM ist schwefelempfindlich¹⁴
- Wird N₂ im Kraftwerk benötigt, muss dieser extern bereitgestellt werden
- Der Transportstrom beeinflusst maßgeblich durch Druck und Menge den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses

Der ITM-Prozess wird in die Gasturbine der innovativen Potenzialkonzepte zum Stand der Technik im Jahr 2025 integriert. Darin wird auf eine LZA verzichtet und der erforderliche N₂ wird extern bereit gestellt. Zwar kann alternativ auch auf CO₂ zurückgegriffen werden, doch ist dies nicht Gegenstand dieser Arbeit. Theoretische Überlegungen zur N₂-Bereitstellung sind im Anhang B wiedergegeben und der ermittelte Energiebedarf ist in Tabelle 3-9 zusammengefasst.

Tabelle 3-9: Elektrischer Eigenbedarf der externen N₂-Bereitstellung

Art des N ₂	Druck [bar]	Gewinnungs- aufwand [kWh/m ³ (i.N.)]	Verdichtungs- aufwand [kWh/m ³ (i.N.)]	Gesamt- eigenbedarf [kWh/m ³ (i.N.)]
Förderstickstoff und zur O ₂ -Verdünnung	36	0,06	0,155	0,215
Pulsgas	75	0,06	0,187	0,247
Restgas	26	0,06	0,141	0,201

¹⁴ Im IGCC-CCS-Kraftwerk ist das in der zusätzlichen Brennkammer zu verbrennende Gas nahezu schwefelfrei und damit unproblematisch.

3.4 Gaskonditionierung

Die Aufbereitung des Rohgases dient im Allgemeinen der Abscheidung von Schadstoffen aus dem im Vergasungsprozess erzeugten Rohgas und im Speziellen im IGCC-CCS-Kraftwerk der Konvertierung von CO zu CO₂ und H₂ zur späteren Abscheidung von CO₂. Im IGCC-CCS-Kraftwerksprozess ist die Komponentenverschaltung von dem verwendeten CO-Konvertierungskatalysator abhängig. Weiterhin ist mit der gewählten Vergasungstechnologie sowie der Gestaltung der Gaskonditionierung die Rohgaskühlung anzupassen. Anschließend an die Schadstoff- bzw. CO₂-Abtrennung wird das resultierende Reingas entsprechend der Bedingungen zum Einsatz im nachgeschalteten Gasturbinenprozess aufbereitet und darin unter Luftzufuhr verbrannt.

3.4.1 Kühlung, Entstaubung und Spurstoffentfernung

Um einen hohen Gesamtwirkungsgrad zu erreichen, ist die fühlbare Wärme des heißen Rohgases auf möglichst effiziente Art zu verwerten. Dabei kann in direkte und indirekte Rohgaskühlung unterschieden werden. Mit der Vergasungstechnologie und der gewählten Rohgaskühlung geht nachfolgend die Art der Entstaubung und Spurstoffentfernung einher. Diese schließt immer eine Wasserwäsche ein, um feinste Partikel aus dem Rohgas zu entfernen und wasserlösliche Spurstoffe, insbesondere HCl, auszuwaschen. Bei Vergasungstechnologien mit indirekter Rohgaskühlung stellt die Wasserwäsche zudem einen zusätzlichen Schutz vor Staubkontamination bei Versagen des Entstaubungsprozesses dar. [55][56]

Technologie der Kühlung, Entstaubung und Spurstoffentfernung

Indirekte Rohgaskühlung und Entstaubung

Die indirekte Rohgaskühlung kann entweder mit einem Rohgas/Reingas-Wärmetauscher (RRWT) oder durch Erzeugung von Dampf in einem Rohgas-Dampferzeuger (ROGADE) erfolgen. Weiterhin ist eine Kombination beider Technologien möglich. Die Integration eines RRWT führt dabei zu einer komplexeren Verschaltung des Gesamtprozesses. Erfahrungen aus dem IGCC-Kraftwerk in Tampa (USA) zeigen, dass dieser zu Kraftwerksausfällen führen kann. ROGADE kommen in der Vergasungstechnologie nach Shell und beim HTW-Vergaser zum Einsatz. Die Dampferzeuger werden in Rauchrohrbauweise ausgeführt. Sie dienen primär der HD-Dampferzeugung für den WDKL und aufgrund des begrenzten Temperaturniveaus sekundär der MD-Dampferzeugung.

Beim HTW-Vergaser wird kurz vor der Austrittsöffnung des Reaktionsraumes zusätzlich Wasser zugegeben, welches die Temperatur des Rohgases durch Verdampfungskühlung

um etwa 80 bis 100 K auf etwa 920 °C herabsetzt. Dadurch wird sichergestellt, dass das den Reaktionsraum verlassende Gasgemisch keine Feststoffteilchen enthält, deren Asche erweicht ist und Anbackungen in nachgeschalteten Leitungen verursachen könnte. Bei der Vergasungstechnologie nach Shell wird dies verhindert, indem bereits gekühltes Rohgas über ein Quenchgebläse rezirkuliert wird und so das Rohgas und die enthaltenen Partikel auf eine Temperatur unterhalb der Ascheerweichungstemperatur abgekühlt werden.

Wird Rohgas indirekt gekühlt, muss weiterhin einer Verlegung und Korrosion an Wärmetauscherflächen durch die Bildung und Ablagerung von Ammoniumchlorid (NH_4Cl) vorgebeugt werden. Daher kann das Rohgas mittels ROGADE nur bis auf maximal 285 °C abgekühlt werden und wird anschließend entstaubt.

Zur Entstaubung können trockene (Filtrationsabscheider, Massenkraftabscheider, elektrostatische Staubabscheider) und nasse Verfahren (Waschkolonne, Venturi-Wäscher) eingesetzt werden. Diese können hinsichtlich ihrer Grenzkorngröße¹⁵ unterschieden werden (Tabelle 3-10).

Tabelle 3-10: Grenzkorngrößen unterschiedlicher Staubabscheider [57]

Staubabscheider		Grenzkorngröße [μm]
Trockene Verfahren	Zyklon	ca. 5
	Keramik-Filterkerzen	$<<0,1$
Nasse Verfahren	Waschkolonne	0,7 bis 1,5
	Venturi-Wäscher	0,05 bis 0,2

Für die Heißgasentstaubung werden aufgrund der äußerst effektiven Abscheidung keramische Kerzenfilter¹⁶ genutzt. Zudem können Alkalien und Schwermetalle abgeschieden werden, da diese am Staub auskondensieren [58]. Die Filterkerzen wirken als Oberflächenfilter, bei denen die Abreinigung nach dem Puls-Jet-Verfahren in Abhängigkeit vom Druckverlust erfolgt. Hierzu ist ein Pulsgas erforderlich, das aus N_2 oder CO_2 bestehen kann.

Direkte Rohgaskühlung

Die direkte Rohgaskühlung kann im einfachsten Fall durch unmittelbare Quenchung mit Wasser erfolgen. Das Verfahren ist im Betrieb kostengünstig, störungsunanfällig und regelungsfähig. Weitere Vorteile können sich ergeben, wenn die Nutzung des Rohgases eine Erhöhung des Wasserdampfanteils im Gas erforderlich macht, wie z.B. für die katalytische CO-Konvertierung. Die direkte Rohgaskühlung mit Wasser sorgt dann für die Bereitstellung des zur Konvertierungsreaktion erforderlichen Wasserdampfes. Weiterhin kommt es auf-

¹⁵ Die Grenzkorngröße beschreibt den Korndurchmesser, bei dem ein Entstauber einen Abscheidegrad von 50 % aufweist.

¹⁶ In der Regel bestehen diese aus gesinterten, hochporösen und kleinporigen Keramikwerkstoffen, aufgebaut aus einem Siliziumkarbid-Trägerkörper mit einer fein filtrierenden Membranschicht. Keramische Kerzenfilter können in reduzierender Atmosphäre bis ca. 600 °C eingesetzt werden.

grund der Wasserzufuhr und dem kurzen Verweilen des partikelbeladenen Rohgases im Quenchraum erfahrungsgemäß zu einer Nachkonvertierung des im Rohgas enthaltenen CO [59]. Nachteil der direkten Rohgaskühlung ist, dass kein MD- oder HD-Dampf für den Dampfkraft-Prozess erzeugt werden kann. Eine direkte Rohgaskühlung kommt in der Vergasungstechnologie nach Siemens zum Einsatz. Das bis zum Wasserdampftaupunkt abgekühlte Rohgas wird mit einer Temperatur von etwa 200 bis 210 °C in die sich anschließende Wasserwäsche geleitet. Schlacke als auch feine Partikel werden mit dem über den Quenchsumpf abgeführten Quenchwasser ausgetragen.

Flowsheet Simulation von Kühlung, Entstaubung und Spurstoffentfernung

Im Shell- und HTW-Typ-Vergaser kommen ROGADE zum Einsatz. Der Siemens-Typ-Vergaser weist eine direkte Rohgaskühlung mit Hilfe eines Wasser-Quenches auf. Die Art der Rohgaskühlung ist direkt mit der Vergasungstechnologie verbunden und wird mit diesem konzeptspezifisch modelliert (siehe Kapitel 3.1.4). Ein RRWT wird in den Konzeptgestaltungen nicht betrachtet.

Die Abbildung von Rohgaskühlung und Entstaubung erfolgt innerhalb der mit ASPEN Plus™ erstellten Vergasermodule. Das errechnete Rohgas wird einer ebenfalls mit ASPEN Plus™ abgebildeten Wasserwäsche vorgegeben. In der darin abgebildeten Waschkolonne (RADFRAC) wird durch Auskreisen von Abwasser und Zumischen von Kesselspeisewasser die Cl^- -Konzentration auf höchstens 2.000 ppmw begrenzt. Die der Kolonne zugeführte im Kreislauf geführte Wassermenge entspricht dabei 0,5 kg/kg des Rohgases. Um den pH-Wert im Wasserkreislauf nicht zu stark abzusenken, werden dem Frischwasser 2 bis 3 Vol.-% NH_3 zugegeben. [55][56]

Eine Zusammenfassung zur Rohgaskühlung und den Eigenschaften des Rohgases nach Austritt aus der Waschkolonne ist für die Basiskonzepte in Tabelle 3-11 wiedergegeben.

Tabelle 3-11: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung von Rohgaskühlung und Wasserwäsche der Basiskonzepte

		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Vollquench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Elektrischer Energiebedarf	[kW/MW(P _{th,Vergaser})]	-	6,1	-
Nutzbare Wärmemenge	[kJ/kg(Rohgas)]	-	744	1.171
Pulsgasbedarf	[g/kg(Rohgas)]	-	6,4	6,6
Energiebedarf zur Puls-gasvorwärmung (305 °C)	[kJ/kg(Pulsgas)]	-	227	227
Quenchwassertemperatur	[°C]	175	-	-
Quenchwasserbedarf	[kg/kg(Rohgas)]	0,86	-	0,03 ¹⁾
Zusätzl. Wärmebedarf	[kJ/kg(Rohgas)]	78,4	-	-
Quenchbedingter CO-Umsatz	[Vol.-%]	3,0	-	-
<u>Wasserwäsche</u>				
Umlaufwassermenge	[kg/kg(Rohgas)]	0,5		
Cl ⁻ -Gehalt Umlaufwasser	[ppmw]	<2.000		
Abwassermenge	[kg/kg(Rohgas)]	0,05	0,09	0,03
Frischwassermenge	[kg/kg(Rohgas)]	0,04	0,19	0,12
Zusätzl. Wärmebedarf zur Frischwasservorwärmung	[kW/kg(Frischwasser)]	-	0,07	0,03
Frischwassertemperatur	[°C]	175		
Rohgas nach Wasserwäsche				
CH ₄	[Vol.-%]	0,00	0,00	4,44
CO	[Vol.-%]	23,31	44,75	25,55
CO ₂	[Vol.-%]	3,59	5,83	13,53
H ₂	[Vol.-%]	12,71	21,02	24,11
H ₂ O	[Vol.-%]	57,14	20,80	26,69
H ₂ S	[Vol.-%]	0,29	0,54	0,33
N ₂	[Vol.-%]	2,79	6,61	4,85
NH ₃	[Vol.-%]	0,04	0,19	0,12
Rest (Ar, C ₆ H ₆ , COS ...)	[Vol.-%]	0,13	0,26	0,38
Summe	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00
Hu	[kJ/kg]	5.037	8.467	8.426
Druck	[bar]	31,5	31,5	31,5
Temperatur	[°C]	205	159	171

¹⁾ Wasserzufuhr in Vergasermodell und damit Teil des Vergasermodells, da der abgekühlte Staub darin zirkuliert

Potenziale

In IGCC-Kraftwerken werden Wirkungsgradpotenziale in der Heißgasentschwefelung und der Dampfüberhitzung im ROGADE gesehen. Eine Heißgasentschwefelung bietet Vorteile hinsichtlich einer verringerten Wärmeverschiebung innerhalb des Gesamtprozesses. In IGCC-CCS-Kraftwerken wird eine verringerte Wärmeverschiebung aufgrund der CO₂-Abtrennung bei niedrigen Temperaturen nicht erwartet. Hier erfolgt die Entschwefelung zusammen mit der CO₂-Abtrennung. Höhere Wirkungsgrade können mit einer Dampfüberhit-

zung im ROGADE erwartet werden. Sie erfordert jedoch höherwertigere Materiale. In den Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 wird eine Dampfüberhitzung auf max. 600 °C angenommen.

Ein weiteres Potenzial wird in der Kombination von Rohgaskühlung und CO-Konvertierung (Quenchkonvertierung) gesehen. Dabei wird die bei der Vergasung in Form von fühlbarer Wärme anfallende Energie reduziert und in Form von chemischer Energie im GuD-Prozess genutzt und bei IGCC-CCS-Kraftwerksprozessen Einfluss auf die katalytische CO-Konvertierung genommen. Auf die Quenchkonvertierung wird ausführlich in Kapitel 3.4.2 eingegangen.

3.4.2 CO-Konvertierung

Ziel der CO-Konvertierung ist die Steigerung des Ertrages von H_2 und die spätere erhöhte Abscheidung von CO_2 . Schon mit der Umwandlung kohlenwasserstoffhaltiger Energieträger bei hohen Temperaturen wird verstärkt H_2 gebildet. Dabei läuft jedoch die Bildung von CO bevorzugt gegenüber der Bildung von CO_2 ab (Gleichung 3-1). CO muss daher im IGCC-CCS-Kraftwerksprozess unter Nutzung des Reduktionspotenzials durch Zugabe von Wasser oder Wasserdampf in CO_2 und H_2 überführt werden. Hierzu ist eine Begünstigung der homogenen Wassergasreaktion (Gleichung 3-4) erforderlich. Für Synthesegasanwendungen kann diese Reaktion weiterhin zur Einstellung eines geeigneten H_2/CO -Verhältnisses im Synthesegas dienen. Die homogene Wassergasreaktion wird durch das im Rohgas vorliegende H_2O/CO -Verhältnis beeinflusst¹⁷ [60][61][62]. Deren Ablauf kann mit geeigneten Katalysatoren begünstigt werden. Gegenwärtiger Stand der Technik ist die katalytische CO-Konvertierung in adiabatisch betriebenen Reaktoren bei Temperaturen <500 °C.

Technologie der katalytischen CO-Konvertierung

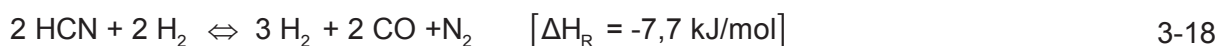
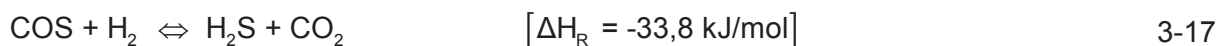
Die homogene Wassergasreaktion kann mit unterschiedlichen Katalysatoren beschleunigt werden. Anforderungen an den Katalysator sind eine niedrige Arbeitstemperatur (Ansprungtemperatur), eine hohe Standfestigkeit und die Resistenz gegen Katalysatorgifte. Im Rohgas enthaltener Schwefel¹⁸ hat dabei entscheidenden Einfluss auf die Katalysatoraktivität. Es kann unterschieden werden in schwefelempfindliche und -resistente bzw. -bedingende Katalysatoren.

¹⁷ Ein überstöchiometrischer H_2O -Gehalt steigert den CO-Umsatz und verhindert Nebenreaktionen (C- bzw. C_xH_y -Bildung – Ablagerung von C in Katalysatorporen und damit mögliche Deaktivierung des Katalysators).

¹⁸ Eingesetzte Rohgase weisen aufgrund des Vergasungsstoffes meist hohe Schwefelgehalte in Form von H_2S und COS auf.

Schwefelempfindliche Katalysatoren (Reingaskonvertierung) wirken im Temperaturbereich 180 bis 250 °C bzw. 360 bis 530 °C. Im niedrigeren Temperaturbereich wird Cu-ZnO-CrO₃ als Katalysator verwendet, wobei Cu als wirksame Komponente, ZnO als Inhibitor und CrO₃ gegen Versinterung bei Temperaturerhöhung dienen. Im höheren Temperaturbereich wird als Basismaterial Eisen (beispielsweise Fe₂O₃ + 10 % Cr₂O₃) eingesetzt. Mit beiden Katalysatortypen können sehr niedrige CO-Restgehalte von 0,2 bis 0,4 Vol.-% im Rohgas erreicht werden. In der Praxis sind Katalysatorstandzeiten von etwa 5 Jahren möglich. Die Katalysatoren tolerieren einen maximal zulässigen Schwefelgehalt im Rohgas (H₂S und COS) von <0,5 ppmv [63]. Dieser kann bei schwefelhaltigen Einsatzstoffen nur mit vorgeschalteter Tiefentschwefelung realisiert werden. Eine Vorschaltung hat eine hohe Wärmeverschiebung, den Verlust des bereits im Rohgas enthaltenen Wasserdampfes, einen hohen Investitionsaufwand und eine hohe Komplexität des Gesamtprozesses zur Folge. Daher kommt in den Konzeptbetrachtungen keine Reingaskonvertierung in Betracht.

Schwefelbedingende Katalysatoren (Rohgaskonvertierung) wirken im Temperaturbereich 210 bis 480 °C [62]. Als Katalysatormaterial dient hauptsächlich Kobalt (beispielsweise CoO/MoO₃/Al₂O₃). Wirtschaftlich können CO-Restgehalte von 1,5 bis 2 Vol.-% im Rohgas erreicht werden, ohne zu viel Überschussdampf in den Reaktor eintragen zu müssen. Da der Katalysator nicht mit wasserlöslichen Promotoren imprägniert ist, kann er gegenüber Reingaskatalysatoren ohne Aktivitätsverlust näher am Taupunkt des Gases arbeiten. Die Katalysatoren benötigen einen Mindestschwefelgehalt des Rohgases von >700 ppmv. Weiterhin findet simultan die Hydrolyse von HCN und COS statt.



Vorteile der Rohgaskonvertierung gegenüber der Reingaskonvertierung sind:

- Keine Feinreinigung des Rohgases erforderlich
- Integrierte Hydrolyse von HCN und COS
- Höhere Rohgasfeuchte und damit geringerer Wasser-/Dampfbedarf aufgrund nicht erforderlicher Rohgaskühlung

Um in der Praxis hohe Umsatzraten zu erhalten, werden meist zwei adiabatisch betriebene Reaktoren mit Zwischenkühlung in Reihe geschaltet. Die Rohgaskonvertierung wird in alle IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte integriert.

Flowsheet Simulation der katalytischen CO-Konvertierung

Zur katalytischen CO-Konvertierung werden in den Basiskonzepten mit ASPEN Plus™ zwei Reaktoren (RGIBBS) in Reihe geschaltet. Der Druckverlust im ersten Reaktor wird mit 1,1 bar, der im zweiten Reaktor mit 0,9 bar postuliert. Gleichsam werden den Reaktoren die Reaktionen zur Hydrolyse von HCN und COS aufgeprägt. Die aufgrund der Exothermie des Konvertierungsprozesses freiwerdende Wärmemenge wird entweder im Wärmeverschiebesystem dem Kreislaufwasser zugeführt (Konzepte mit indirekter Rohgaskühlung) oder dient der Erzeugung von HD- bzw. MD-Sattdampf zur Einbindung in den WDKL des GuD-Prozesses. Heißes den ersten Reaktor verlassendes Rohgas wird auf 280 °C vor dem zweiten Reaktor abgekühlt. Vor der CO-Konvertierung muss je nach Gaszusammensetzung und Art der Katalysatoren ein erhöhtes Dampf-/Trockengas-Verhältnis (DGV in mol(H₂O) zu mol(Rohgas(tr.))) im Rohgas eingestellt werden. Der Wasserdampfanteil ist erforderlich, um einen ausreichend hohen CO-Umsatz zu erreichen, die Temperatur in den Reaktoren zu moderieren und in der Praxis den Katalysator vor Vergiftung durch unerwünschte Nebenreaktionen zu schützen [67]. Die Steigerung der Rohgasfeuchte erfolgt wenn erforderlich durch Erwärmung und Sättigung des Rohgases mit Hilfe eines Kühler-Sättiger-Kreislaufes (KS-KL) und der Zufuhr von MD-Sattdampf (36 bar). Der KS-KL besteht aus einer Sättigungskolonne (RADFRAC), mehreren Wärmetauschern (HEATER), einer Kreislaufpumpe (PUMP), einer Überschusswasserausschleusung (SEP) und einer Kühlkolonne (RADFRAC) zur Kondensation der im Rohgas verbliebenen Feuchte nach dem zweiten Reaktor. Anschließend wird das Rohgas auf geeignete Temperaturen zur CO₂- und H₂S-Abtrennung abgekühlt. Eine entsprechende Verschaltung ist in Abbildung 3.17 gegeben.

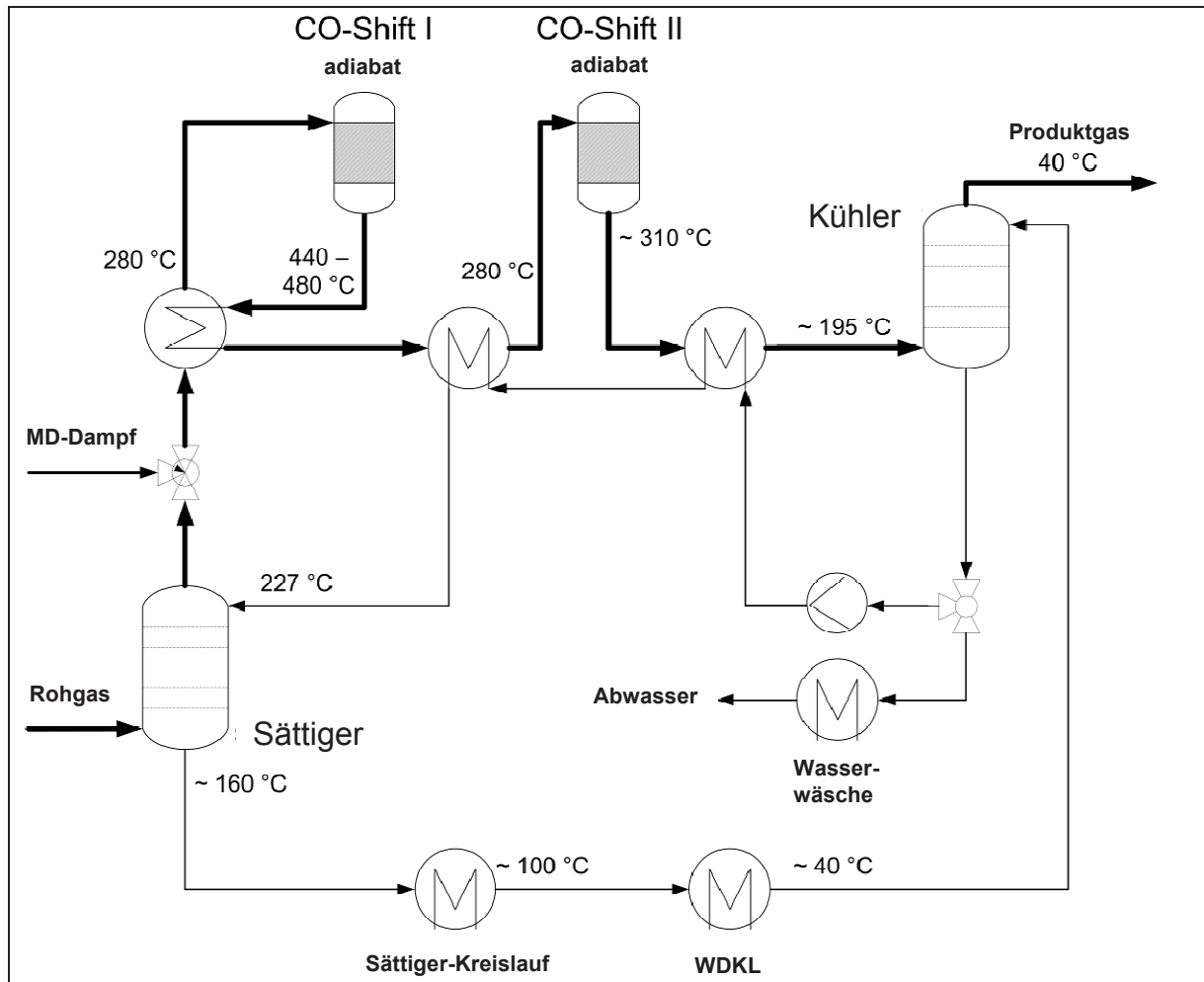


Abbildung 3.17: Verschaltung zur adiabatisch betriebenen katalytischen CO-Konvertierung

Unter Vorgabe eines Temperatur-Approach von 20 K im ersten und zweiten adiabatischen Reaktor sowie einem DGV $>0,6$ nach dem zweiten adiabatischen Reaktor konnte bei den Basiskonzepten für Wirbelschichtvergasungsgas ein DGV von 1,2 und für Flugstromvergasungsgas ein DGV von 1,5 ermittelt werden¹⁹. Alle Randbedingungen sind zusammen mit den Randbedingungen zur CO-Konvertierung der Potenzialkonzepte in Tabelle 3-12 zusammengefasst.

Potenziale

Es ist bekannt, dass im Rohgas unter Zugabe von Wasser oder Wasserdampf auch in einem Temperaturfenster von 700 bis 900 °C eine CO-Konvertierung möglich ist. Dieser Prozess wird Quenchkonvertierung genannt und könnte, entsprechend gestaltet, Einsparungen an Katalysatormaterial beziehungsweise Effizienzsteigerungen ermöglichen. Weiterhin wird großes Potenzial im isothermen Betrieb der Reaktoren zur katalytischen CO-Konvertierung gesehen. Eine Kombination beider Potenziale ist ebenfalls möglich. Nachfolgend werden

¹⁹ H_2O/CO -Verhältnis: HTW-Typ = 2,2 / Siemens-Typ und Shell-Typ = 2,7

dazu die jeweiligen theoretischen Grundlagen erarbeitet, Potenzialkonzepte abgeleitet und Randbedingungen aufgezeigt.

Quenchkonvertierung im heißen Rohgas

Aus Schingnitz et.al. [59] ist bekannt, dass es bei Rohgasen der Kohlevergasung in einem Quenchraum mit Wasser-Quench zu einer etwa 4 %-igen Konvertierung des im Rohgas enthaltenen CO zu CO₂ kommt. Untersuchungen von Hetten et.al. [64] haben gezeigt, dass der Temperaturbereich von 700 bis 900 °C für eine Quenchkonvertierung besonders geeignet ist, da hier das Konvertierungsgleichgewicht relativ stark zu H₂ und CO₂ verschoben ist und sich ausreichend schnell, auch ohne Gegenwart von Katalysatoren, einstellt. Theoretische Untersuchungen ([65], [66]) bestätigen, dass bei entsprechender gestufter bzw. verzögerter Wasserzufuhr eine Nachkonvertierung von CO im heißen Rohgas von bis zu 40 % erfolgen kann. Weiterhin kommt es zu einer Nachreaktion bisher unverbrannten Kohlenstoffs der Staubpartikel. Maximale Umsatzgrade der Konvertierungsreaktion können unabhängig von der eingedüsten Wassermenge realisiert werden. Dabei wird mit der Menge des eingedüsten Wassers allein die gewünschte Gasaustrittstemperatur geregelt. Bei Gasaustrittstemperaturen kleiner 700 bis 600 °C wird die so genannte kinetische Reaktionsendtemperatur erreicht, d.h. die Konvertierungsreaktion „friert ein“.

Innerhalb eines IGCC-CCS-Kraftwerkes kann die Quenchkonvertierung besonders vorteilhaft sein, da hier die mit hoher Temperatur austretenden konvertierten Rohgase anschließend einem ROGADE zugeführt werden können. Außerdem ist es möglich, mit Hilfe der zugeführten Wassermenge den Umsatzgrad so einzustellen, dass sich ein gewünschter Gesamtkonvertierungsumsatz in der katalytischen CO-Konvertierungsstufe einstellt, ohne dass der CO-Konvertierungs-Reaktor mit einem Gas-Bypass umfahren oder zusätzlicher MD-Dampf zur Verfügung gestellt werden muss. Die Quenchkonvertierung im Heißgasbereich wird in den Potenzialkonzepten „Quenchkonvertierung“ vertieft untersucht. In Abbildung 3.18 bis Abbildung 3.20 werden die modifizierten Komponenten zur Vergasung und Rohgaskühlung schematisch dargestellt.

nen CO erfolgen. Die Quenchkonvertierung hat bei Vergasungstechnologien mit indirekter Rohgaskühlung mit ROGADE Einfluss auf die Wärmeverschiebung über den ROGADE und bei allen Prozessen Einfluss auf die sich anschließende katalytische CO-Konvertierung. Eine Zusammenfassung von Randbedingungen und Prozessparametern der Abbildung der Quenchkonvertierung ist in Tabelle 3-12 gegeben.

Isotherme CO-Konvertierung

Die katalytische CO-Konvertierung in adiabatisch betriebenen Reaktoren bedarf einer hohen Wärmeintegration in den KS-KL und einer hohen Rohgasfeuchte. Mit isotherm betriebenen Reaktoren (Abbildung 3.21) ist es möglich, ein konstant niedriges Temperaturniveau der Katalysatorschüttung zu erreichen. Dabei werden Katalysatoraktivität und CO-Umsatz erhöht sowie katalysatorschädigende Temperaturspitzen vermieden. [67][68]

Eine Verschaltung mit einem isotherm betriebenen Reaktor ist in Abbildung 3.22 gegeben. Um in den mit ASPEN Plus™ abgebildeten Modellen einen möglichst vergleichbaren CO-Restgehalt im Rohgas gegenüber den Basiskonzepten zu erhalten, kann nach Zwischenkühlung (HEATER) auf 260 °C ein adiabatisch betriebener Reaktor (RGIBBS) nachgeschaltet werden. Je nach Konzept wird die jeweils freiwerdende Wärme in den KS-KL verschoben oder zur Sattdampfherzeugung des entsprechenden Temperaturniveaus genutzt. Weiterhin wird mit Einbindung einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung postuliert, dass eine Katalysatoroptimierung stattfindet. Ein $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}$ -Verhältnis von 1,5 mol/mol ist realistisch und auf einen Minimalwert für das DGV im Rohgas nach dem Reaktor kann verzichtet werden. Eine Zusammenfassung von Randbedingungen und Prozessparametern der Abbildung der isothermen CO-Konvertierung ist in Tabelle 3-12 gegeben.

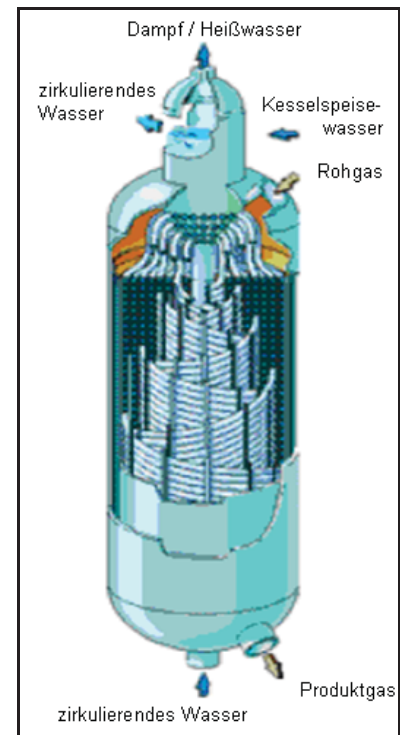


Abbildung 3.21: Isotherm betriebener Reaktor [68]

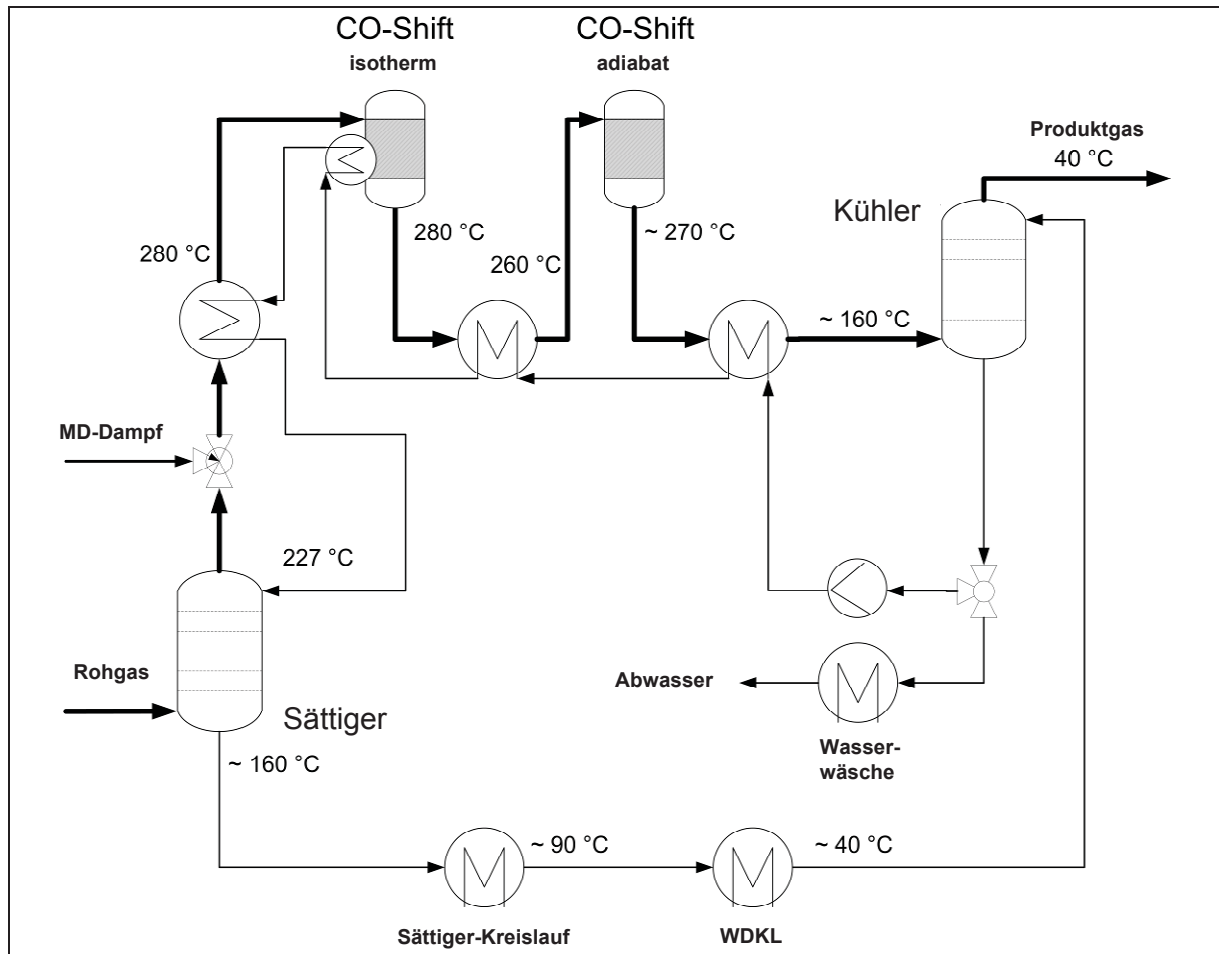


Abbildung 3.22: Verschaltung zur isotherm betriebenen katalytischen CO-Konvertierung

Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung

Eine weitere Möglichkeit zur Steigerung der Effizienz der Basiskonzepte wird in der Kombination von Quenchkonvertierung und isotherm betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren gesehen. In dazu ausgearbeiteten Potenzialkonzepten werden beide zuvor betrachteten Potenziale zusammen in mit ASPEN Plus™ abgebildeten Modellen untersucht.

Nachfolgend wird in Tabelle 3-12 eine Zusammenfassung von Randbedingungen und Prozessparametern der simulativen Abbildung der CO-Konvertierung aller Konzepte gegeben.

Tabelle 3-12: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der CO-Konvertierung

	Einheit	„Basis-konzepte“	„konser-vativ“	„Quench-konvertie-rung“	„iso-therm“	„Quench-konvertie-rung-iso-therm“	„2025“
CO-Konvertierung durch Wasser-Quench	[%]	0 ¹⁾	0 ¹⁾	30	0 ¹⁾	30	0 ¹⁾
Katalytische CO-Konvertierung							
T(ein) Reaktor 1	[°C]	280	280	280	280	280	280
T(ein) Reaktor 2	[°C]	280	280	280	260 ²⁾	260 ²⁾	260 ²⁾
T(Approach) Reaktor 1	[K]	20	60	20	20	20	0
T(Approach) Reaktor 2	[K]	20	30	20	20 ²⁾	20 ²⁾	20 ²⁾
DGv vor Reaktor 1	[-]						
Siemens-Typ		1,5	1,5	1,2	1,3	1,2	0,8
Shell-Typ		1,5	1,5	1,1	0,8	0,9	0,8
HTW-Typ		1,2	1,2	0,9	0,5	0,4	0,5
DGv nach Reaktor 2	[-]						
Siemens-Typ		0,6	0,7	0,6	0,5	0,6	0,5
Shell-Typ		0,6	0,7	0,6	0,2	0,4	0,4
HTW-Typ		0,6	0,7	0,6	0,2	0,2	0,2
Komponenten im Kühler-Sättiger-Kreislauf							
Sättigungskolonne vor Reaktor 1		ja ³⁾	ja	ja ³⁾	ja ³⁾	ja ²⁾	ja ³⁾
MD-Dampfeinspritzung vor Reaktor 1		ja ⁴⁾	ja ⁵⁾	ja ⁴⁾	ja ⁶⁾	nein	ja ⁶⁾
MD-Dampferzeugung nach Reaktor 1		ja ⁷⁾	nein	ja ⁷⁾	ja ⁸⁾	ja ⁸⁾	ja ⁸⁾

¹⁾ 3 % bei Siemens-Typ; ²⁾ nur bei Shell-Typ; ³⁾ nicht bei Siemens-Typ; ⁴⁾ viel bei Shell-Typ, mittel bei HTW-Typ, kein bei Siemens-Typ; ⁵⁾ viel bei Shell-Typ, mittel bei HTW-Typ, wenig bei Siemens-Typ; ⁶⁾ viel bei Shell-Typ, gering bei HTW-Typ, kein bei Siemens-Typ; ⁷⁾ HD-Sattdampf bei Siemens-Typ; ⁸⁾ nur bei HTW-Typ und Siemens-Typ

3.4.3 CO₂- und H₂S-Abtrennung

Um im Allgemeinen die Emissionen von SO₂ im konventionellen IGCC-Kraftwerksprozess und im Speziellen im IGCC-CCS-Kraftwerksprozess die Emissionen von CO₂ zu reduzieren, ist eine Abtrennung von CO₂ und H₂S aus dem Rohgas erforderlich. Dies kann durch unterschiedliche Stofftrennverfahren (Absorption, Adsorption und Kondensation) erfolgen. Absorptive Abtrennverfahren spielen in der Industrie die dominierende Rolle. Sie werden oft als Waschverfahren bezeichnet. Hierbei kann in physikalische, physikalisch-chemische und chemische Wäschen unterschieden werden.

Technologie der CO₂- und H₂S-Abtrennung

Weisen zu reinigende Gase einen hohen CO₂-Partialdruck auf, kann mit physikalischen Wäschen gegenüber chemischen Wäschen eine höhere Lösungsmittelbeladung und eine einfachere -regeneration erreicht werden. Zusätzlich ist es vorteilhaft, CO₂ bei hohem Druck zu

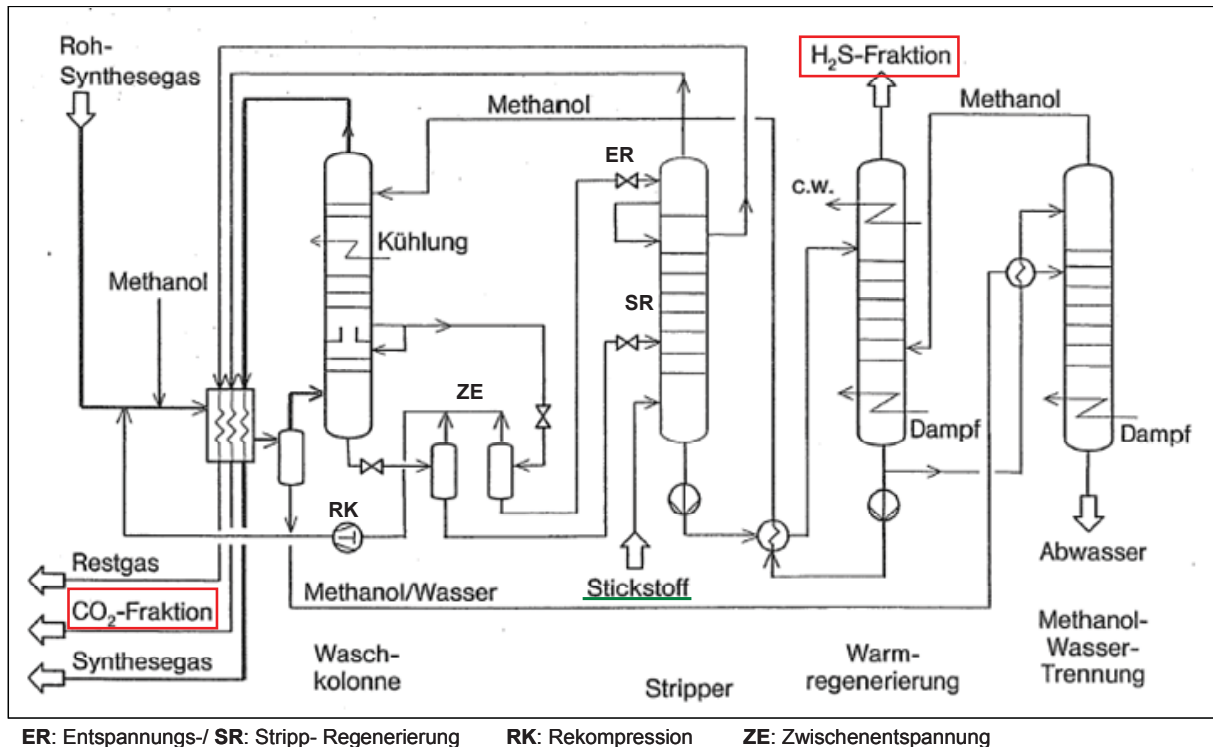
gewinnen und so Kompressionsarbeit für den späteren Transport und die Speicherung einzusparen. Aktuelle Entwicklungen der IGCC-CCS-Kraftwerkstechnik fokussieren die Integration einer Rectisol®-Wäsche. Sie ist für Rohgase mit einem hohen CO₂-Partialdruck sehr gut geeignet und gewährleistet einen maximalen CO₂-Abtrenngrad. Weiterhin stellt sie eine aus der industriellen Praxis bewährte und verfügbare sowie großtechnisch einsetzbare Technologie dar. In einer Rectisol®-Wäsche kommt als Waschmittel kostengünstiges Methanol zum Einsatz. Der Arbeitsbereich der Wäsche liegt bei -30 bis -75 °C und einem Druck >20 bar. Durch eine hohe Waschmittelbeladung werden höchste Reinheiten (H₂S und COS <0,1 ppmv, CO₂ <10 ppmv) bei geringem Energiebedarf (elektrische Energie: 0,038 bis 0,046 kWh/kg(CO₂), Dampf: 0,025 kWh/kg(CO₂)) erreicht. Mit dem Waschmittel erfolgt die Absorption aller Carbonyle. Zudem kann zur gestuften Abtrennung von H₂S und CO₂ die Rectisol®-Wäsche selektiv ausgeführt werden. Nachteilig sind hohe Invest- und Betriebskosten der Kälteanlage und die Notwendigkeit von Sonderstählen. [69][70]

Eine Rectisol®-Wäsche wird in allen Konzepten mit den gleichen Randbedingungen integriert. Die geforderte Reinheit des zu speichernden CO₂-reichen Stromes in Höhe von CO₂ >95 Vol.-% und H₂S <1.500 ppmw wird problemlos erreicht. Auf eine zusätzliche COS-Hydrolyse kann verzichtet werden. Ist in zukünftigen Anwendungen eine höhere Produktvielfalt²¹ gewünscht ist, so kann das Waschmittel in situ hergestellt werden. Die Rectisol®-Wäsche wird auch in Zukunft die entscheidende Technologie zur gemeinsamen Abtrennung von CO₂ und H₂S aus Rohgasen sein. Daher werden innerhalb der Konzeptbetrachtung zur CO₂- und H₂S-Abtrennung keine alternativen Lösungen betrachtet.

Flowsheet Simulation der Rectisol®-Wäsche

In alle IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte wird ein mit ASPEN Plus™ erstelltes hierarchisch aufgebautes Modell der Rectisol®-Wäsche integriert. Es entspricht dem Schema in Abbildung 3.23. Die einzelnen Waschstufen und die thermische Regeneration werden mit Kolonnen (RADFRAC) abgebildet. Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung sind in Tabelle 3-13 wiedergegeben.

²¹ Methanolsynthese: Steigerung des Betriebsergebnisses durch Verkauf von Methanol

**Abbildung 3.23:** Verfahrensbild der Rectisol®-Wäsche [69]**Tabelle 3-13:** Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Rectisol®-Wäsche

	Einheit	Konzepte	Anmerkungen
Effizienz der CO ₂ -Abtrennung	[Vol.-%]	98,5	Vorgabewert der Modellierung
Effizienz der H ₂ S- und COS-Abtrennung	[Vol.-%]	100,0	
CO ₂ -Reinheit im CO ₂ -Strom zur Speicherung	[Vol.-%]	99,4 ¹⁾ bis 99,7	Ergebnis aus CO ₂ -Strom nach CO ₂ -Abtrennung und Restgasmenge aus OxyClaus®-Prozess
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf der Rectisol®-Wäsche (inkl. Wasserabtrennung)	[kJ/kg(CO ₂)]	160 bis 170 ¹⁾	der Bedarf schwankt geringfügig in Abhängigkeit der Rohgaswasser-konzentration
Spezifischer ND-Dampfbedarf (5 bar)	[kJ/kg(CO ₂)]	370 bis 390 ¹⁾	
Spezifischer Methanolbedarf	[g/kg(CO ₂)]	0,38 bis 0,42 ¹⁾	

¹⁾ Konzepte mit HTW-Typ-Vergaser weisen einen hohen CH₄-Gehalt und geringerer CO₂-Beladung im Rohgas auf und damit einen geringer möglichen Gesamt-CO₂-Abtrenngrad, geringere CO₂-Reinheit des Speichergases, sowie höheren spezifischer elektrischer Eigenbedarf

3.4.4 H₂S-Aufbereitung

Der mit der Rectisol®-Wäsche angereicherte schwefelreiche Strom muss zur Schwefelgewinnung einer weiteren Aufbereitung unterzogen werden. Industriell werden elementarer Schwefel als auch Schwefelsäure hergestellt. In der Konzeptbetrachtung wird elementarer Schwefel mit dem OxyClaus®-Verfahren gewonnen.

Technologie des OxyClaus®-Verfahrens

Das OxyClaus®-Verfahren ist eine Weiterentwicklung des Claus-Prozesses. Das Verfahren wird in einen thermischen und in einen katalytischen Bereich unterteilt. Als Oxidationsmittel kann Luft, angereicherte Luft oder reiner Sauerstoff dienen. Der im Prozess integrierte Brenner ist flexibel einsetzbar und eignet sich besonders zur Umsetzung von Gasen, deren H₂S-Gehalt zeitlich stark schwankt.

Im thermischen Bereich reagiert O₂ mit H₂S-angereichertem Gas, wobei Temperaturen von über 2.000 °C entstehen und die Einsatzgase stöchiometrisch verbrannt werden. Hierbei bildet nicht umgesetztes H₂S zusammen mit dem bei der Verbrennung entstandenen SO₂ elementaren Schwefeldampf. Diese Reaktion wird Claus-Reaktion genannt:



Im katalytischen Bereich wird weiterer molekularer Schwefel durch die Claus-Reaktion (Gleichung 3-19) gewonnen, die von einem Katalysator, beispielsweise aktivierte Tonerde, unterstützt wird. Durch diese Prozesserweiterung wird die Schwefelausbeute verbessert. Die katalytische Gewinnung des molekularen Schwefels besteht aus drei Teilschritten (Erwärmung, katalytische Reaktion und Kühlung/Kondensation). Diese können beliebig oft zeitlich wiederholt werden. Technisch sinnvoll sind maximal drei Wiederholungen. Bei zwei katalytischen Stufen kann eine Schwefelausbeute von >97 Ma.-% erreicht werden. Das OxyClaus®-Verfahren ist in Abbildung 3.24 dargestellt.

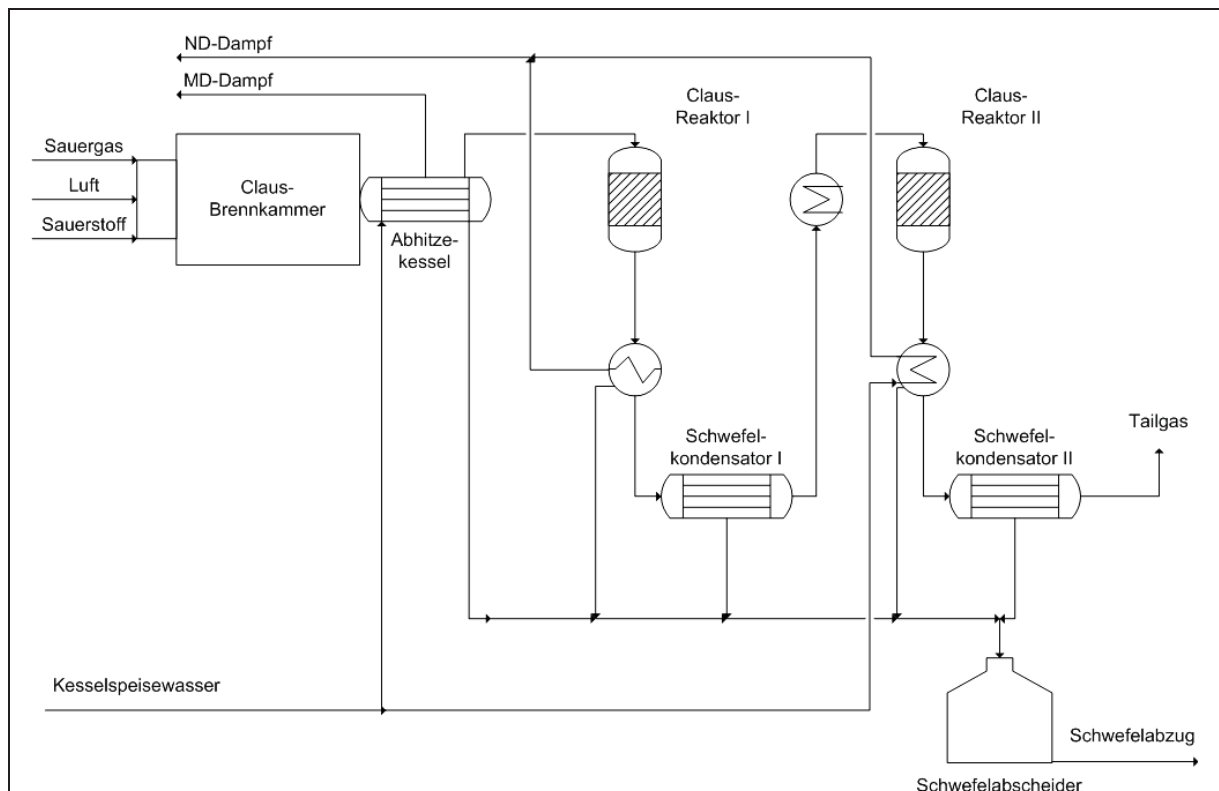


Abbildung 3.24: OxyClaus®-Verfahren zur Schwefelrückgewinnung (nach [71])

Das OxyClaus[®]-Verfahren entspricht dem gegenwärtigen Stand der Technik und wird auch in Zukunft die entscheidende Technologie zur Aufbereitung von H₂S aus Rohgasen sein. Es wird in alle erarbeiteten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte integriert. Der benötigte Sauerstoff wird durch die jeweilig integrierte Luftzerlegung bereitgestellt.

Flowsheet Simulation des OxyClaus[®]-Verfahrens

Das OxyClaus[®]-Verfahren wird als Black Box abgebildet. Wesentliche Annahmen sind ein Sauerstoffbedarf von 0,55 mol(O₂)/mol(H₂S) [72] sowie ein elektrischer Eigenbedarf von 0,08 % der elektrischen Bruttoleistung. Der den OxyClaus[®]-Prozess verlassende CO₂-reiche Strom wird anschließend Komponenten der CO₂-Verdichtung und Speicherung zugeführt. Zur Maximierung der Schwefelrückgewinnung wird angenommen, dass entstehendes Restgas hydriert und zur Rectisol[®]-Wäsche zurückgeführt wird.

3.4.5 CO₂-Verdichtung und -Speicherung

Für Transport und Speicherung müssen die die Rectisol[®]-Wäsche verlassenden CO₂-reichen Ströme zusammen mit dem CO₂-reichen Strom der H₂S-Aufbereitung auf über 110 bar komprimiert werden. In der Industrie kommen hierzu mehrstufige elektrische Turboverdichter zum Einsatz. Eine bewährte Möglichkeit zur CO₂-Speicherung besteht in der Einspeisung in Ölfelder zur erhöhten Förderung von Erdöl²². Alternativ ist eine Speicherung in ausgeförderte Erdgasfelder oder in tief gelegene saline Aquifere möglich. [47][73][74][75] Europaweit regelt seit dem 25. Juni 2009 die Richtlinie 2009/31/EG die Auswahl, das Genehmigungsverfahren und den Betrieb von CO₂-Speichern [76]. In Deutschland ist die Speicherung von CO₂ seit dem 24. August 2012 durch das Gesetz zur Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG) gesetzlich geregelt [77].

Flowsheet Simulation der CO₂-Verdichtung

Die Abbildung der CO₂-Verdichtung erfolgt mit EBSILON[®] Professional. Die Rectisol[®]-Wäsche verlassen zwei etwa gleich große CO₂-reiche Ströme mit unterschiedlichen Druckniveaus (0,8 und 2,6 bar). Der CO₂-Verdichter wird daher in zwei Linien ausgeführt. Der resultierende CO₂-Strom soll einen Zieldruck von 110 bar aufweisen und damit im überkritischen Zustand vorliegen. Dies wird durch eine mehrstufige Bauweise mit Zwischenkühlung erreicht. Die Zwischenkühlung erfolgt auf 26 °C. Dabei wird so viel Kühlwasser im Kühlkreislauf des WDKL zirkuliert, dass eine maximale Kühlwassertemperatur von 30 °C nicht überschritten

²² enhanced oil recovery (EOR)

wird. Anfallende Verdichterwärme wird über den Kühlturm abgegeben. Das Modell der CO₂-Verdichtung besitzt Schnittstellen zur Rectisol®-Wäsche und zum Kühlkreislauf des WDKL. Es ist in Abbildung 3.25 dargestellt. Modellierungsannahmen und Ergebnisse sind in Tabelle 3-14 wiedergegeben. Transport und Speicherung von CO₂ fließen in die Konzeptbetrachtung nicht ein.

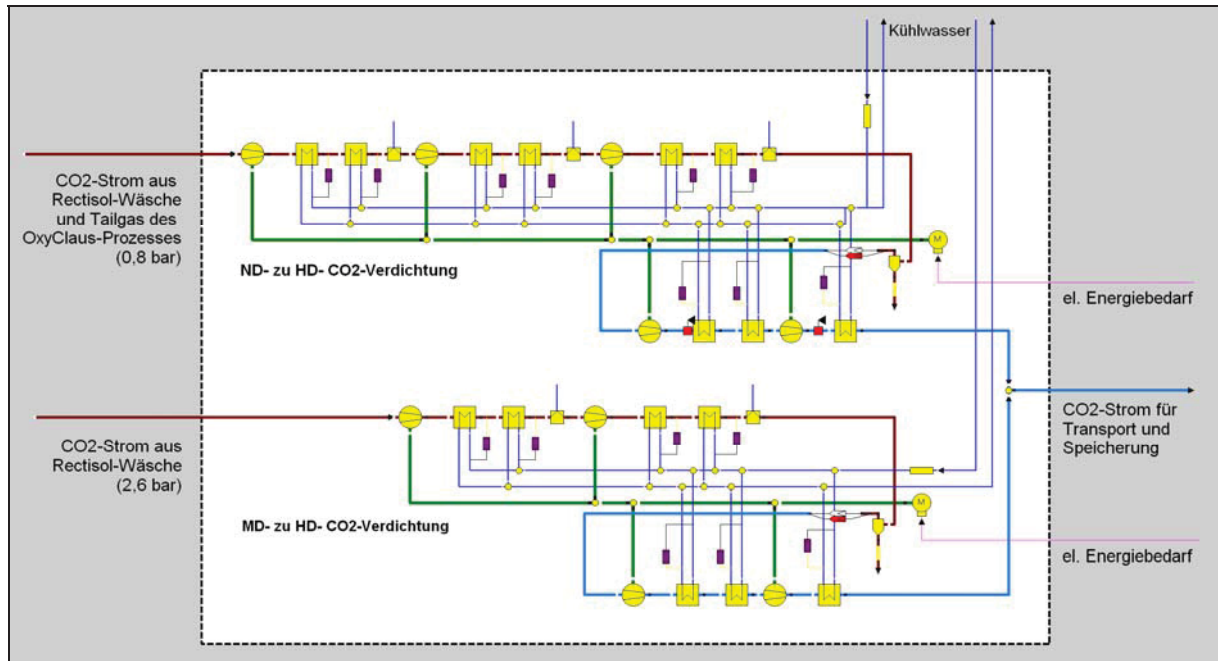


Abbildung 3.25: Modell der Kompression der CO₂-reichen Ströme in EBSILON® Professional

Tabelle 3-14: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Verdichtung der CO₂-reichen Ströme aller Basiskonzepte und deren Potenzialstudien zum gegenwärtigen Stand der Technik

	Einheit	Konzepte
p(ein) Verdichter	[bar]	0,8 und 2,6
p(aus) Verdichter = Zieldruck	[bar]	110
T(aus) Verdichter	[°C]	~50
η(is) Verdichter	[%]	85
Spez. elektrischer Eigenbedarf	[kJ/kg(CO ₂)]	~300

Potenziale

Alternative großtechnische Verfahren zur CO₂-Verdichtung sind zum gegenwärtigen Stand der Technik nicht bekannt. Jedoch kann durch Einsatz optimierter Verdichterbauteile zum Stand der Technik im Jahr 2025 angenommen werden, dass der isentrope Wirkungsgrad der CO₂-Verdichtung in den Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 um 3 %-Punkte auf 88,0 % verbessert werden kann.

3.4.6 Reingaskonditionierung

Im IGCC-CCS-Kraftwerksprozess weist das die Rectisol®-Wäsche verlassende um CO_2 und H_2S reduzierte Gas einen hohen H_2 -Gehalt (>80 Vol.-%) auf. Mit Hilfe der Reingaskonditionierung wird dieses Gas an die Erfordernisse der integrierten Gasturbine angepasst. Es muss mit Wasserdampf gesättigt sowie N_2 der LZA verdünnt werden um die hohe Energiedichte²³ zu reduzieren und den Massenstrom zu steigern [78]. Konzeptbetrachtungen zum gegenwärtigen Stand der Technik weisen eine F-Klasse Gasturbine der Siemens AG auf. Mittels institutsinternen Fallstudien konnte für diese ein optimaler Brenngasheizwert von 9.000 MJ/kg ermittelt werden. Zur Wirkungsgradsteigerung des Gasturbinenprozesses erfolgt weiterhin eine Vorwärmung des verdünnten und gesättigten Gases auf 300 °C durch Wärmeverschiebung aus dem WDKL.

Flowsheet Simulation der Reingaskonditionierung

In den mit ASPEN Plus™ abgebildeten Modellen wird Reingas in einer Sättigungskolonne (RADFRAC) im Gegenstrom mit Kreislaufwasser des Sättigungskreislaufes vermischt. Zusätzlich wird zur Einstellung eines Brenngasheizwertes von 9.000 MJ/kg mit Wasserdampf gesättigter MD- N_2 aus der LZA zugegeben. Das dadurch erwärmte und verdünnte Reingas verlässt als Brenngas die Kolonne und wird anschließend unter indirekter Wärmeübertragung mit dem WDKL auf 300 °C erwärmt. Die Prozessführung ist in Abbildung 3.26 dargestellt.

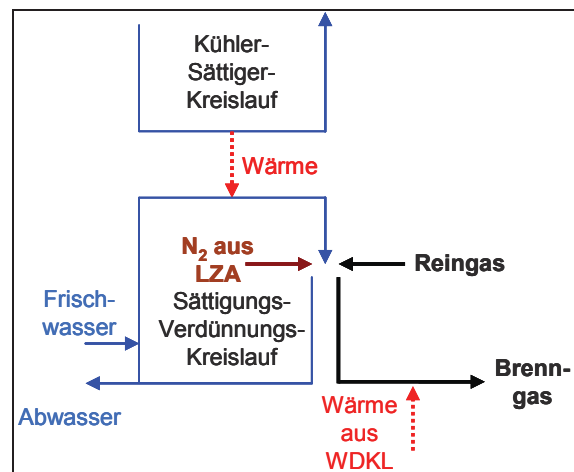


Abbildung 3.26: Prozessführung der Reingaskonditionierung

²³ Vermeidung von Temperaturspitzen der Gasturbinenbrenner

3.5 Stromerzeugung im GuD-Prozess

Im IGCC-CCS-Kraftwerksprozess wird das generierte Brenngas in einer Gasturbine (GT) verbrannt und entstehendes heißes Abgas in einem Abhitzedampferzeuger (AHDE) mit Hilfe des WDKL abgekühlt. Der WDKL besitzt Schnittstellen zur Einbindung von ROGADE und weiteren Komponenten des Gesamtprozesses um einen optimierten Gesamtwirkungsgrad zu erreichen. Im WDKL zirkulierender Dampf wird über Dampfturbinen entspannt. Kondensationswärme wird über Flusswasser oder einen Kühlturm an die Umgebung abgegeben.

3.5.1 Technologie des GuD-Prozesses

Der in den IGCC-CCS-Kraftwerksprozess zu integrierende GuD-Prozess muss hinsichtlich der enthaltenen GT ausgewählt werden. Am Markt verfügbare GT sind überwiegend auf Erdgaseinsatz ausgelegt. Rohgase aus Vergasung und Gaskonditionierung weisen eine gegenüber Erdgas abweichende Gaszusammensetzung auf, so dass eine Überprüfung und gegebenenfalls Anpassung der GT bzw. des Rohgases erfolgen muss.

Für IGCC-Kraftwerke ist gegenwärtig am europäischen GT-Markt (50-Hz-Technik) eine Vielzahl von GT-Klassen verfügbar. Eigenschaften der GT-Klassen sind in Tabelle 3-15 zusammengefasst.

Tabelle 3-15: Eigenschaften von Gasturbinenklassen [79]

	E-Klasse	F-Klasse	G- und H-Klasse
gegenwärtiger Stand der Technik	robuste und bewährte Technik zum Entwicklungsstand Mitte 1990er Jahre	erprobte und bewährte Technik zum Entwicklungsstand Mitte 2000er Jahre	Technik in Erprobung
Leistungsbe- reich	bis 200 MW(el)	bis 300 MW(el) ¹⁾	>300 MW(el)
GT- Wirkungsgrad	<37 % (Hu)	>37 % bis <40 % (Hu)	≥39 % (Hu)
Luftintegration	0 bis 100 % (Referenzanlagen)	0 bis 50 % (erprobt)	
Synthesegas- eignung	mit Synthesegas bzw. H ₂ -reichem Gas erprobt	nach Veränderung von GT und Gaszusammensetzung ²⁾	nach Veränderung von GT und Gaszusammensetzung
Besonderheiten	verbesserte Turbinentechnik für den chinesischen Markt mit 0 bis 50 % Luftintegration	verbesserte Turbinentechnik derzeit in Entwicklung; spezielle Entwicklung für den Einsatz in IGCC-CCS-Kraftwerken	

¹⁾ Bei Syngasbetrieb und ohne Luftintegration ist eine höhere elektrische Bruttoleistung möglich [80]

²⁾ Mögliche Modifizierungen: zusätzliche Kompressorenstufe, neue Brenner und neues Brennstoffsystem, Auslässe für optionale Luftentnahme im Kompressor, modularisierte Brenngaszufuhr und Luftentnahme, neue und zusätzliche Regelungen [80]

GT der F-Klasse sind gegenwärtiger Stand der Technik, Beispiele sind die 9FA der General Electric Company, die GT26 der Alstom S.A., die M701F der Mitsubishi Group und die SGT5-4000F (V94.3A) der Siemens AG. Ausgehend von den Vorgaben der Konzipierung einsträngiger IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte haben institutsinterne Voruntersuchungen zur Findung geeigneter GT zur Empfehlung der SGT5-4000F der Siemens AG geführt. Diese wird in allen Basiskonzepten und deren Potenzialstudien zum gegenwärtigen Stand der Technik implementiert. Im Erdgasbetrieb weist sie bei einem Abgasmassenstrom von 692 kg/s, einem Druckverhältnis von 18,2 und einer Abgastemperatur von 577 °C bei einem energetischen Bruttowirkungsgrad (η_{br}) von 39,8 % eine Bruttoleistung von 292 MW auf [81]. Die bis heute ausgelieferten SGT5-4000F haben eine hohe Zuverlässigkeit von 99,3 bis 99,7 % [82].

Heißes aus der GT austretendes Abgas wird in einem nachgeschalteten Dampf-Kraft-Prozess energetisch genutzt. Stand der Dampfkraftwerkstechnik sind Kraftwerke mit überkritischen Dampfparametern der 800-MW-Klasse und einem Wirkungsgrad von 46 % [83]. Aus Untersuchungen innerhalb des COORIVA-Projektes kann abgeleitet werden, dass im AHDE eine HD-Dampferzeugung trotz erhöhter Investitionskosten unerlässlich für einen effizienten und wirtschaftlichen Betrieb eines IGCC-CCS-Kraftwerkes ist. Hierzu geeignete Dampf-Kraft-Prozesse sind Ausführungen der Siemens AG (beispielsweise SST-6000 [84]). Dampfturbinen der 6000-Serie weisen einen HD- und einen MD-Topf sowie bis zu sechs ND-Töpfe auf. Sie können in GuD-Kraftwerken und konventionellen Dampfkraftwerken mit einer Leistung von 300 bis 1.200 MW eingesetzt werden. Die Frischdampftemperatur kann, bei Drücken von bis zu 300 bar, bis zu 600 °C betragen. Zwischendampf darf eine Temperatur von bis zu 620 °C aufweisen.

Der aus der Dampfturbine austretende Abdampf muss für den Kondensationsprozess mit Kühlwasser gekühlt werden. Das Kühlwasser wird einem Vorfluter oder sonstigen Quellen entnommen, mechanisch gereinigt und nach Durchströmen des Kondensators und der damit verbundenen Aufnahme der Wärmeenergie wieder zurückgeleitet. Dort wo kein Frischwasser vorhanden ist, wird Kühlwasser im Kreislauf geführt und über einen Kühlturm gekühlt.

3.5.2 Flowsheet Simulation des GuD-Prozesses

Die SGT5-4000F wird mit ASPEN Plus™ abgebildet – ausgelegt auf Erdgasbetrieb unter ISO-Umweltbedingungen. Zur GT-Simulation und Modelltheorie sei dabei auf den COORIVA-Bericht „Untersuchungen zum Betriebsverhalten stationärer Gasturbinen mittels eines generischen Berechnungsmodells“ [85] verwiesen. Das GT-Modell wird an einen H₂-angereicherten Synthesegasbetrieb angepasst und ist schematisch in Abbildung 3.27 dargestellt.

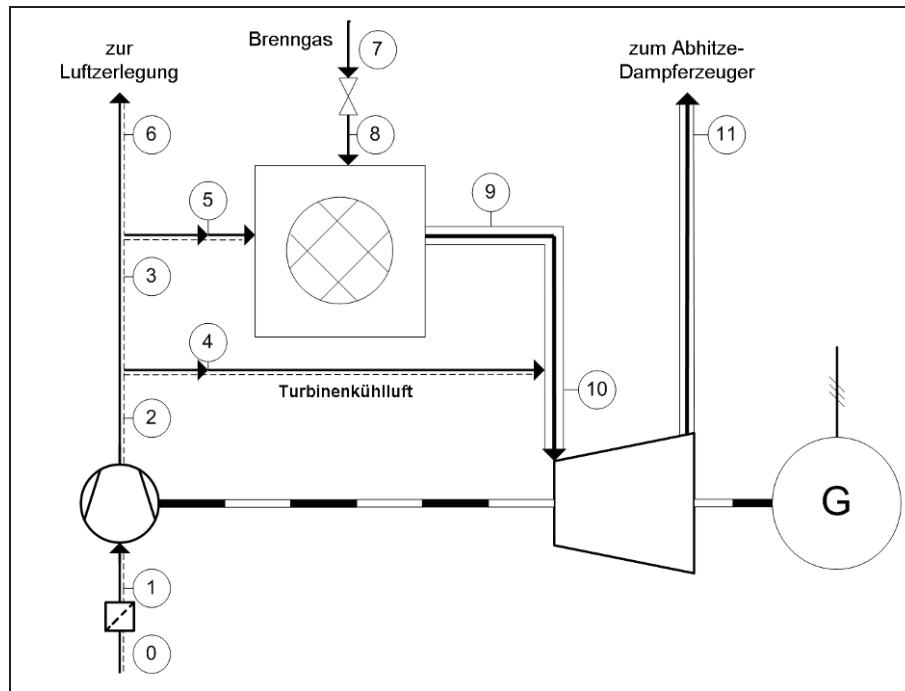


Abbildung 3.27: Gasturbinenmodell

(0 – Außenluft, 1 – Luft nach Filter, 2 – Luft nach GT-Kompressor, 4 – GT-Kühlluft, 5 – Luft zur Brennkammer, 6 – Luft zur LZA (Entnahmeluftmassenstrom), 7/8 – Brenngas, 9 – Heißgas, 10 – gekühltes Heißgas zur GT, 11 – Rauchgas)

Für alle Basiskonzepte und deren Potenzialstudien wird die Eintrittstemperatur der GT (TIT) auf 1.250 °C geregelt. Bei Gewährleistung eines im Vergleich zum GT-Modell im Erdgasbetrieb annähernd konstanten Kühlluftmassenstromes und einer einheitlichen TIT von 1.250 °C kann ein erforderlicher Entnahmeluftmassenstrom²⁴ ermittelt werden. Der Entnahmeluftmassenstrom im Verhältnis zum Luftbedarf der LZA entspricht dem für das jeweilige IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept notwendigen Integrationsgrad der LZA. Da bei den betrachteten Vergasungstechnologien der spezifische Sauerstoffbedarf, einhergehend mit dem spezifischen Luftbedarf der LZA, verschieden ist, wird von einer starren Vorgabe des Integrationsgrades der LZA abgesehen. Eine Zusammenfassung von Parametern des in alle Basis- und Potenzialkonzepte zum gegenwärtigen Stand der Technik implementierten GT-Modells ist zusammen mit denen der Potenzialkonzepte zum Stand der Technik im Jahr 2025 in Tabelle 3-16 wiedergegeben.

Das aus der GT austretende heiße Abgas wird im AHDE abgekühlt. Die Abbildung des AHDE zusammen mit dem WDKL erfolgt mit EBSILON® Professional. Der modellierte AHDE wird als Naturumlaufdampferzeuger nach dem Dreidruck-Prinzip ausgeführt (Abbildung 3.28). Im Allgemeinen wird das Rauchgas durch Kondensatvorwärmung, Dampferzeugung und Überhitzung abgekühlt. Vereinzelt kommt es in den Konzepten zu Abweichungen aufgrund einer verschiedenen Wärmeintegration und eines ungleichen Wärmeangebotes.

²⁴ Im Berechnungsfall wird die TIT festgelegt und der Kühlluftmassenstrom durch den Entnahmeluftmassenstrom auf den Referenzkühlluftmassenstrom geregelt.

Annahmen der Modellierung des AHDE sind:

- 3-Druck-AHDE mit einfacher Überhitzung, sowie MD-Dampf-Zwischenüberhitzung
- HD- und MD-Dampfüberhitzungstemperatur um 25 K niedriger gegenüber GT-Rauchgastemperatur (TOT)
- Pinch Point:
 - HD-Verdampfer: 10 K
 - MD-Verdampfer: 10 bis 40 K
 - ND-Verdampfer: 10 K
- Rauchgasseitiger Druckverlust: 10 mbar
- Kondensatordruck: 40 mbar

Es wird eine Rücklaufkühlung in Form eines Nasskühlturms angenommen. Roh- und Zusatzwassermengen sind in ausreichender Menge verfügbar und die Frischwasserzufuhr erfolgt im Jahresmittel mit 15 °C. Die gewählte Dampfturbine ist nicht näher spezifiziert.

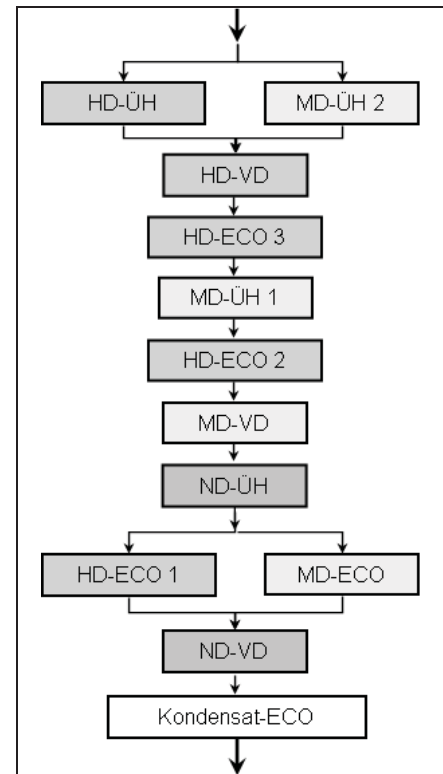


Abbildung 3.28: Allgemeiner 3-Druck-AHDE

Kommt es im AHDE zur Unterschreitung des Taupunktes, führt dies zu Korrosionen im Rauchgaskanal und zur Verschmutzung von Heizflächen. Daher muss der Schwefelsäuretaupunkt des Rauchgases bestimmt und mit Abstand (ΔT) überschritten werden. Aufgrund des Einsatzes einer Rectisol®-Wäsche und des damit verbundenen nahezu schwefelfreien Rohgases liegen keine Restriktion für die Rauchgastemperatur im AHDE sowie die Kondensateintrittstemperatur in den Kondensatvorwärmer vor. Es wird jedoch angestrebt, das Rauchgas nicht unter 70 °C abzukühlen. Erfahrungen der GT-Hersteller zeigen, dass die vorgeschriebenen Grenzwerte für CO, NO_x und Partikelemissionen ohne Sekundärmaßnahmen sicher eingehalten werden können. In Tabelle 3-18 sind Randbedingungen von AHDE und Dampfturbine zusammengefasst dargestellt. Eine Abwasseraufbereitung wird innerhalb der Konzepte nicht betrachtet.

3.5.3 Potenziale

Bei GuD-Anlagenkonfigurationen liegt der Optimierungsschwerpunkt auf der GT. Von größter Bedeutung ist dabei die Erhöhung der TIT. Für weitere Entwicklungen sind eine Steigerung des Kompressorwirkungsgrades und die Erhöhung des Luftmassenstromes mögliche Maßnahmen. Hierzu kann die Ansaugluft durch Verdunstung von Wasser oder durch Einsatz einer Kompressionskältemaschine gekühlt werden oder aber es erfolgt eine Kühlung der Luft

vor und während der Verdichtung durch Verdunstung von Wasser. Eine Zusatzfeuerung am Eintritt des AHDE wirkt ebenfalls leistungssteigernd [85][86]. Es ist daher davon auszugehen, dass zum Stand der Technik im Jahr 2025 entscheidende technologische Verbesserungen gegenüber dem gegenwärtigen Stand der Technik möglich sind, auf welche im Folgenden näher eingegangen wird. Weiterhin wird angenommen, dass der isentrope Wirkungsgrad der Entspannungsturbine durch Bauteiloptimierung in den Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 um 2 %-Punkte auf 90,0 % verbessert werden kann.

Gasturbine der H-Klasse

Die Wirtschaftlichkeit eines IGCC-CCS-Kraftwerkes kann mit Steigerung der Anlagengröße erhöht werden. Aus diesem Grund erfolgt für Potenzialbetrachtungen zum Stand der Technik im Jahr 2025 die Einbindung einer GT der maximal möglichen Leistungsklasse. Diese wird mit der H-Klasse-GT SGT5-8000H [87] der Siemens AG gegeben sein. Die SGT5-8000H weist unter Erdgasbetrieb eine elektrische Leistung von 340 MW auf, bei einem energetischen Wirkungsgrad (η_u) von 39,2 %. Die GT besitzt 13 Kompressorstufen und ein Druckverhältnis von 19,2. Die Abgastemperatur eines möglichen Abgasmassenstroms von 820 kg/s beträgt 625 °C. Die GT ist komplett Luft gekühlt. Die Heißgastemperatur konnte bei Modellerstellung keiner Literaturquelle entnommen werden, doch merkt Siemens AG an, dass die Turbinenschaufeln aufgrund ihrer Einkristallstruktur und Beschichtung bis zu Temperaturen von 1.500 °C betrieben werden können. Ein Prototyp befindet sich in Irsching (D) im Testbetrieb. [87][88]

Für die konservativen Potenzialkonzepte zum Stand der Technik im Jahr 2025 erfolgt eine Adaption des für die Basiskonzepte mit ASPEN Plus™ erstellten GT-Modells an eine GT der H-Klasse. Aus der Literatur werden dabei für den Erdgasbetrieb das Druckverhältnis (19,2) und der Generatorwirkungsgrad (39,2 %) als feste Größen angenommen und dabei zur Einstellung einer TOT von etwa 625 °C und einer elektrischen Leistung von ~340 MW die TIT und verschiedene Kühlparameter variiert. Das so erhaltene H-Klasse-GT-Modell wird im Anschluss daran an einen Synthesegasbetrieb angepasst. Hierbei wird davon ausgegangen, dass der Kühlluftmassenstrom konstruktiv bedingt sowie alle Parameter zur GT-Kühlung gleich dem im Erdgasbetrieb sein müssen. Da in der Literatur zurzeit der Modellierung für H-Klasse-GT keine TIT bekannt sind, wird diese auf Basis einer Analyse des Entnahmeluftmassenstromes (und damit der Integration einer LZA) sowie der Heißgastemperatur festgelegt. Die Integration der LZA darf 70 %²⁵ und die Heißgastemperatur 1.500 °C nicht über-

²⁵ Entsprechend Informationen der Industrie und zur Vermeidung von Anfahrproblemen der Gasturbine

schreiten. Eine Zusammenfassung von Randbedingungen und Ergebnissen der erstellten GT-Modelle ist in Tabelle 3-16 wiedergegeben.

Tabelle 3-16: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Gasturbine für alle Konzepte zum gegenwärtigem Stand der Technik und den Potenzialkonzepten „2025-konservativ“

	Einheit	gegenwärtiger Stand der Technik	„2025-konservativ“
m Brenngas	[kg/s]	konstant	konstant
T Brenngas	[°C]	300	300
Hu Brenngas	[kJ/kg]	konstant (9.000)	variabel (>9.000) (H ₂ (BG) <70 Vol.-%)
Δp_v Brennkammer	[bar]	0,6	0,6
m Kühlluft	[kg/s]	128,5	133,4
m Entnahmeluft	[kg/s]	variabel (Δ Luftüberschuss aufgrund Syngasbetrieb)	variabel (Δ Luftüberschuss aufgrund Syngasbetrieb)
T Heißgas	[°C]	1.325 / 1.420	1.495
TIT	[°C]	1.190 / 1.250	1.330
TOT	[°C]	variabel (<550 / <600)	variabel (>600)
π Verdichter	[-]	variabel	variabel
p Abgas	[bar]	1,050	1,050
η Verdichter	[%]	87,95	87,95
η Turbine	[%]	variabel (~91,10)	variabel (~89,70)
η Generator	[%]	98,95	98,95
P Generator	[MW]	variabel (~290)	variabel (~340)

Gasturbine mit integriertem ITM-Prozess

Zukünftige IGCC-CCS-Kraftwerke können eine Integration der Sauerstoffbereitstellung in die GT vorsehen. Hierzu ist der in Kapitel 3.3.3 beschriebene ITM-Prozess geeignet. Mit dessen Integration sind verschiedene Modifizierungen erforderlich [53]. Ein vereinfachtes Schema des GT-Modells mit ITM-Prozess ist in Abbildung 3.29 dargestellt. Aus dem GT-Kompressor ist Luft zu entnehmen und über die Membranen zu leiten. Die O₂-abgereicherte Luft kann anschließend der Brennkammer zugeführt werden. Da die Betriebstemperatur der Membranen oberhalb der GT-Kompressorauslasstemperaturen und gewöhnlich unterhalb der GT-Brennkammertemperatur liegt, ist ein weiterer Heizschritt erforderlich. Dieser kann indirekt, also über eine externe Verbrennung oder aber direkt durch eine zweite in die GT integrierte Brennkammer erfolgen. Der ITM-Prozess verursacht einen zusätzlichen Druckverlust über die GT und entzieht der Luft Wärme durch die Abtrennung des in den Transportstrom übergehenden O₂. Jedoch beeinflusst die Integration des ITM-Prozesses die GT-Kompressor- und -kennfelder nicht.

In den innovativen Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 wird der ITM-Prozess in das mit ASPEN Plus™ erstellte GT-Modell der H-Klasse integriert. Hierzu sind folgende Randbedingungen gegeben:

- Die ITM wird ohne Verletzung der Energie- und Massebilanz vereinfacht als Gegenstromwärmetauscher (MHEATX) und Splitter (SSPLIT) abgebildet.
- Die abzutrennende O_2 -Menge wird aufgrund des O_2 -Vergasungsbedarfs als bekannt vorausgesetzt.
- Als Transportmedium wird ND-Dampf aus dem WDKL genutzt, der nach O_2 -Anreicherung gekühlt wird und kondensiert.
- Die abgetrennte O_2 -Menge wird auf 3 bar über Vergasungsdruck verdichtet.

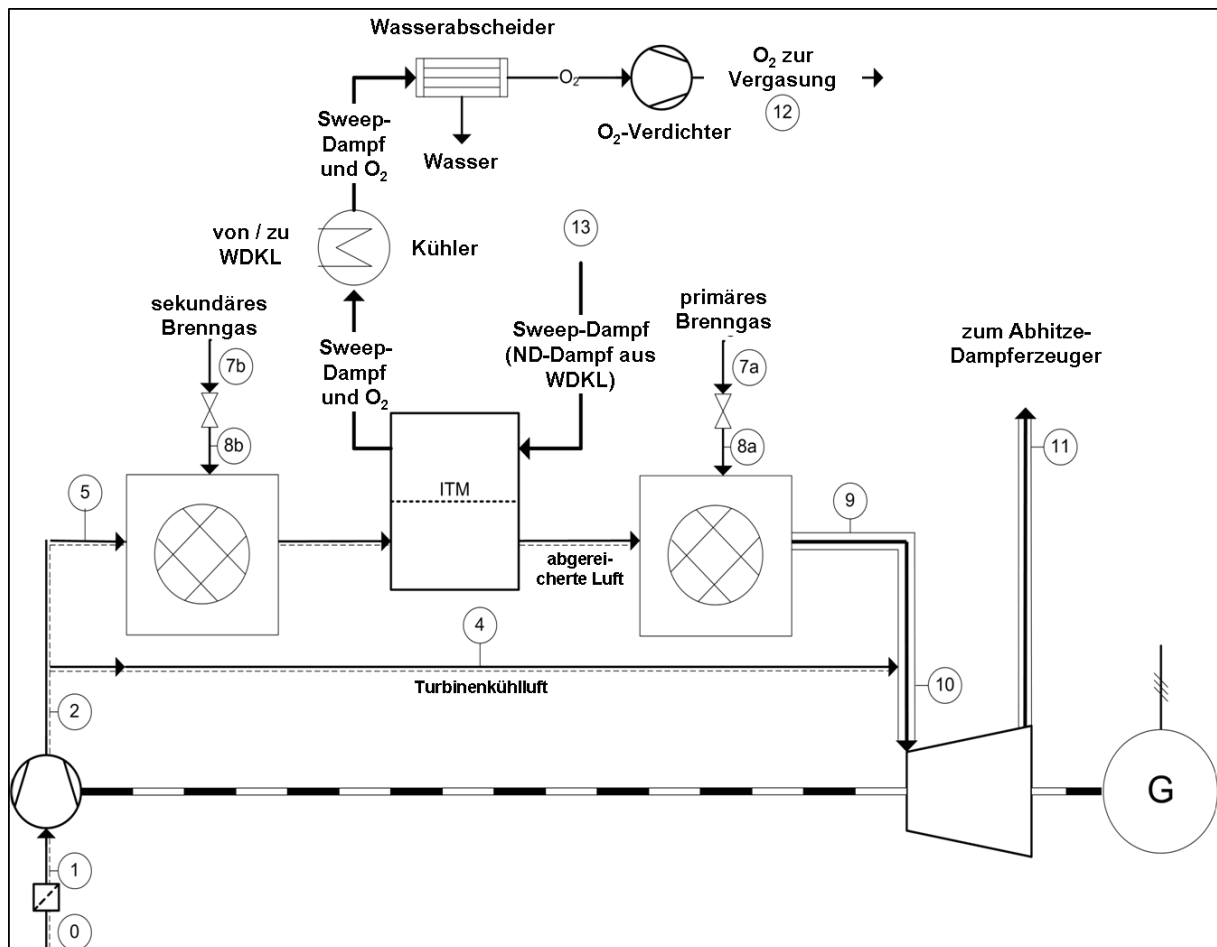


Abbildung 3.29: Vereinfachtes Schema des Gasturbinenmodells mit ITM-Prozess

(0 – Außenluft, 1 – Luft nach Filter, 2 – Luft nach GT-Kompressor, 4 – GT-Kühlluft, 5 – Luft zur Brennkammer, 7/8 – Brenngas, 9 – Heißgas, 10 – gekühltes Heißgas zur GT, 11 – Rauchgas, 12 – verdichteter O_2 zum Vergaser, 13 – Transport-(Sweep)-Dampf aus WDKL zur ITM)

Bei der Einbindung des ITM-Prozesses in das Modell einer H-Klasse-GT werden gegenüber einer konventionellen H-Klasse-GT der Luftmassenstrom durch den GT-Kompressor, der Kühlluftmassenstrom und die Parameter der GT-Kühlung als konstant betrachtet. Weitere Randbedingungen sowie Ergebnisse der Modellierung der GT mit ITM-Prozess sind in Tabelle 3-17 aufgelistet.

Tabelle 3-17: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Gasturbine mit integriertem ITM-Prozess

	Einheit	Vorgabe ¹⁾	„2025-innovativ“	Bemerkungen
T(ein) Retentat	[°C]	900	900	optimiert für max. Ausbeute der ITM
T(aus) Retentat	[°C]	-	830 bis 870	abhängig von O ₂ -Bedarf und Brenngas
p(v) vor ITM	[bar]	-	0,3	zweite Brennkammer zum Vorwärmen der komprimierten Luft
p(ein) Retentat	[bar]	15 bis 20	18,4 bis 19,0	abhängig von GT
p(ein) Permeat	[bar]	-	5	optimiert für max. Gesamtwirkungsgrade
Δp zw. Retentat und Permeat	[bar]	>10	13,4 bis 14,0	optimiert für hohe Gesamtwirkungsgrade; (O ₂ -Partialdruck der Permeatseite zwingend größer als der der Retentatseite → Annahme: Differenz = 10 %)
spez. ND-Dampfbedarf ²⁾	[%]	<10	3,0 bis 6,7	abhängig von O ₂ -Bedarf und Brenngas; optimiert für hohe Gesamtwirkungsgrade; nur möglich für Permeatdruck ≤5 bar (ND-Dampf: 5,0 bar / 311 °C)
O ₂ -Abtrenngrad	[mol/mol]	0,30	0,228 bis 0,366	höherer Abtrenngrad da höheren O ₂ -Bedarf pro GT bei Flugstromvergasung (nur O ₂ durchdringt die Membran)
T(aus) Permeat	[°C]	-	855 bis 880	
p(v) Permeat und Retentat ³⁾	[%]	3	3	
η (is) O ₂ -Verdichter	[%]	80	80	
spez. el. Eigenbedarf zur O ₂ -Verdichtung	[kJ/kg(O ₂)]	-	273	

¹⁾ [49][50][51] und [89] sowie eigene Annahmen ²⁾ Massenstrom bezogen auf Retentateintrittsmassenstrom

³⁾ bezogen auf Eintrittsdruck

AHDE und Dampfturbine

Eine Möglichkeit zur Steigerung des Wirkungsgrades ist die Anhebung der Dampftemperatur im AHDE [90]. Es wird in den Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 davon ausgegangen, dass höhere Dampfparameter im WDKL erreichbar sind und zusätzlich eine Steigerung des isentropen Dampfturbinenwirkungsgrades um 2 %-Punkte möglich ist. Weiterhin kann angenommen werden, dass unter Annahme von Optimierungen der Abdampfdruck auf 35 mbar gesenkt werden kann. Eine weitere Absenkung bis auf 30 mbar wird technisch realisierbar sein, ist aber mit erheblichem Mehraufwand verbunden. In Tabelle 3-18 sind die Randbedingungen der mit EBSILON® Professional abgebildeten AHDE und Dampfturbine aller Konzepte aufgelistet.

Tabelle 3-18: Randbedingungen der Modellierung von AHDE und Dampfturbine für alle Basiskonzepte und deren Potenzialkonzepte zum gegenwärtigen Stand der Technik und zum Stand der Technik im Jahr 2025

Komponente	Veränderung	Einheit	gegenwärtiger Stand der Technik	Stand der Technik im Jahr 2025
WDKL und AHDE	p HD-Dampf	[bar(a)]	150,0	180,0
	p MD-Dampf		37,0	37,0
	p ND-Dampf		5,5	5,5
	T Dampfüberhitzung	[° C]	25 K unter GT-Rauchgas	max. 600 °C und 25 K unter GT-Rauchgas
	T Rauchgas	[°C]	>70 ¹⁾	>70 ¹⁾
Dampfturbine	p HD-Dampf	[bar(a)]	140,0	170,0
	p MD-Dampf		35,0	35,0
	p ND-Dampf		4,95	4,95
	η (is) HD-Dampfturbine	[%]	88,0	90,0
	η (is) MD-Dampfturbine		92,0	94,0
	η (is) ND-Dampfturbine		88,0	90,0
	p Kondensat	[bar(a)]	0,040	0,035

¹⁾ minimale Begrenzung aufgrund Einsatz einer Rectisol®-Wäsche

3.6 Gesamtkonzepte für IGCC-CCS-Kraftwerke zum gegenwärtigen Stand der Technik

Mit Hilfe der vorangegangenen Analyse zu Einzelprozessen eines modernen IGCC-CCS-Kraftwerkes können drei Basiskonzepte zum gegenwärtigen Stand der Technik mit jeweils unterschiedlicher Vergasungstechnologie abgeleitet werden:

- 01 – Siemens,
- 02 – Shell und
- 03 – HTW.

Die Vergasungstechnologie hat besonderen Einfluss auf die Gestaltung von Rohgaskühlung, Gaskonditionierung und den WDKL. Aufgrund der fest vorgegebenen und vergleichbaren GT kommt es dabei zu unterschiedlichen Brennstoffmassenströmen in den Vergaser. Eine vergleichende Darstellung von Randbedingungen und Ergebnissen der Einzelkomponenten ist in Anhang B zu finden. Weiterhin werden dort Besonderheiten der drei Basiskonzepte aufgezeigt, sowie Ergebnisse der Energie- und CO₂-Bilanz in Form von Sankeydiagrammen dargestellt. Der Verlauf der Gaszusammensetzung innerhalb der Basiskonzepte ist in Abbildung 3.30 dargestellt.

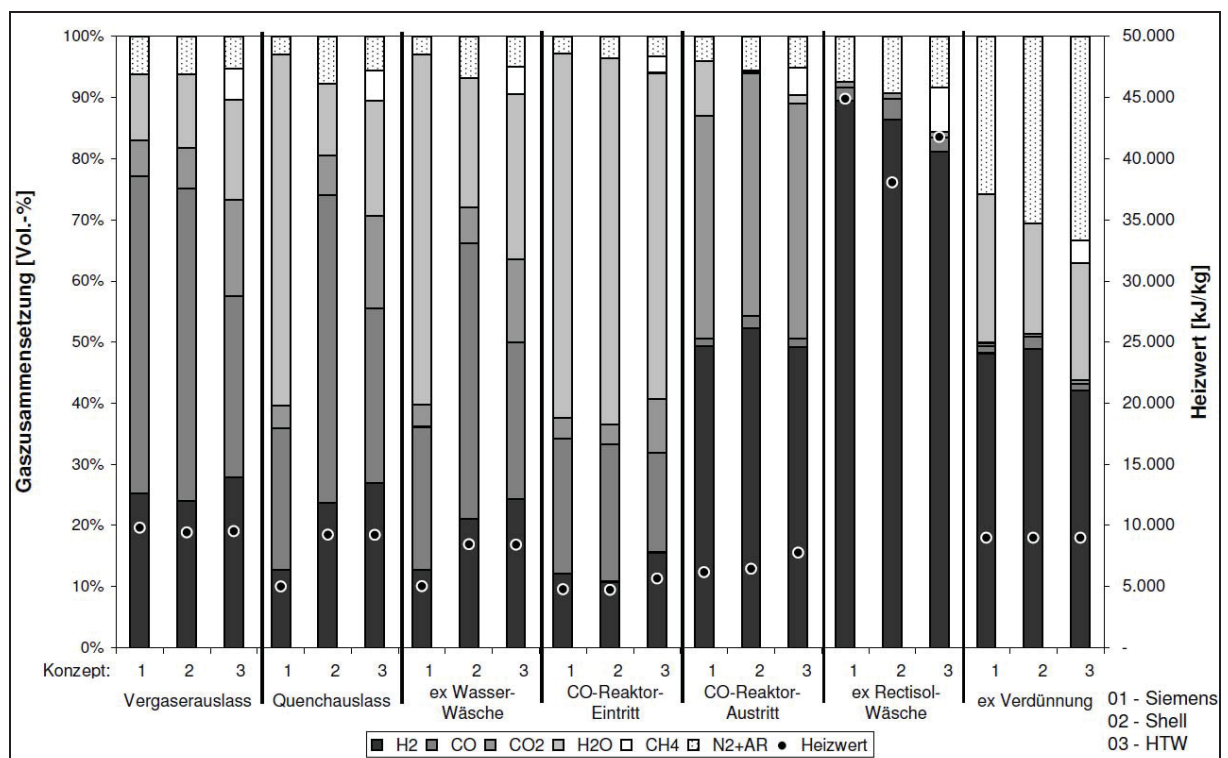


Abbildung 3.30: Verlauf der Gaszusammensetzung der Basiskonzepte

Energetische Bilanz

Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 3-19 gegeben.

Tabelle 3-19: Gesamtbilanz der Basiskonzepte

Konzepte Bilanzgrenze Gesamtprozess		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm., Rohstoff)	[MW(th)]	883	903	871
Q(therm., Vergaser)	[MW(th)]	1.011	1.034	996
P(el, GT)	[MW(el)]	284,6	284,9	283,8
P(el, DT)	[MW(el)]	156,6	191,7	167,6
P(el, ET)	[MW(el)]	8,6	8,1	7,9
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	449,8	484,7	459,3
$\eta(\text{brutto, Hu})$	[%]	50,9	53,7	52,8
Elektrischer Eigenbedarf				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,40	26,19	19,37
Gaskonditionierung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,57	0,75	0,71
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	15,16	15,35	12,63
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	28,70	28,92	23,38
Luftzerlegung	[MW(el)]	34,41	40,64	24,71
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	9,00	9,69	9,03
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,19
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,22	7,38	7,11
$\sum P(el, \text{Eigenbedarf})$	[MW(el)]	115,46	128,92	99,14
P(el, netto)	[MW(el)]	334,32	355,78	360,16
$\eta(\text{netto, Hu})$	[%]	37,9	39,4	41,4
C-Eintrag	[kg/s]	26,64	27,25	26,26
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,33	25,49	20,58
C-Rückhaltegrad	[%]	95,1	93,5	78,4
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	51,8	65,4	208,1

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser weist mit 41,4 % den höchsten energetischen Nettowirkungsgrad (Hu) auf. Doch geht dieser einher mit einem geringen C-Rückhaltegrad von 78,4 % und einer hohen spezifischen CO₂-Emissionen von 208,1 kg/MWh. Konzepte mit Flugstromvergasungstechnologie haben energetische Nettowirkungsgrade (Hu) von 37,9 % (Siemens) und 39,4 % (Shell) bei hohen C-Rückhaltegraden von 93,5 % (Shell) und 95,1 % (Siemens). Aufgrund des um etwa 20 % gesteigerten C-Rückhaltegrades im Vergleich zum Konzept mit Wirbelschichtvergasung, weisen die Konzepte mit Flugstromvergasung geringere spezifische CO₂-Emissionen von 65,4 kg/MWh (Shell) und 51,8 kg/MWh (Siemens) auf.

Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser hat den geringsten energetischen Nettowirkungsgrad. Da hier die Rohgaskühlung mit Hilfe eines Wasser-Quenches erfolgt, kann die Abwär-

me des Rohgases nicht energetisch genutzt werden. Doch hat die mit dem Wasser-Quench verbundene Wasserzufuhr zur Folge, dass das Rohgas einen hohen Feuchtegehalt nach der Wasserwäsche und damit vor der CO-Konvertierung aufweist. Dies verringert im Vergleich zu Konzepten ohne Wasser-Quench den Bedarf an zusätzlich dem Rohgas zuzuführenden MD-Dampf zur katalytischen CO-Konvertierung und ermöglicht weiterhin eine HD-Sattdampferzeugung zwischen beiden CO-Konvertierungs-Reaktoren. Beide Effekte können jedoch den energetischen Vorteil der in die anderen Konzepte integrierten ROGADE nicht ausgleichen. Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser besticht allerdings bei hoher C-Rückhaltung und geringer spezifischer CO₂-Emission besonders durch die schlichte und preisgünstigere Anlagenkonfiguration.

Im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser ist wie auch im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser ein ROGADE integriert. Hier muss aufgrund der Vermeidung von Anbackungen an den Wärmetauscherflächen abgekühltes Rohgas zum Vergaseraustritt zurückgeführt werden (Gas-Quench). Dies hat einen zusätzlichen elektrischen Eigenbedarf für ein zu integrierendes Quenchgebläse zur Folge. Weiterhin tragen der höhere spezifische Sauerstoffbedarf und der gesteigerte MD-Sattdampfbedarf für die CO-Konvertierung zur Nettowirkungsgradreduzierung gegenüber dem Konzept mit HTW-Typ-Vergaser bei.

Das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser bedarf eines geringeren Zerkleinerungsaufwands des Vergasungsstoffes sowie eines geringeren spezifischen Sauerstoffbedarfs zur Vergasung gegenüber den Konzepten mit Flugstromvergasung. Beides führt zu einem geringeren elektrischen Eigenbedarf. Weiterhin trägt der geringere CO₂-Abtrenngrad zur Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades bei.

Ergebnis der energetischen Bilanzierung ist ein um 2,0 %-Punkte erhöhter energetischer Nettowirkungsgrad des Konzeptes mit HTW-Typ-Vergaser gegenüber dem Konzept mit Shell-Typ-Vergaser. Das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser weist wiederum eine um 1,5 %-Punkte höhere Effizienz als das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser auf. Würde das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser auf einen vergleichbar geringen C-Rückhaltegrad bezüglich des Konzeptes mit HTW-Typ-Vergaser ausgelegt werden, würde dieses einen immer noch etwas geringeren energetischen Nettowirkungsgrad aufweisen.

Exergetische Bilanz

Es folgen Betrachtungen zum exergetischen Gesamtwirkungsgrad und zu exergetischen Teilwirkungsgraden von Prozessabschnitten. In Tabelle 3-20 sind Ergebnisse der Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz aufgeführt. In Abbildung 3.31 sind die spezifischen Exergieverluste graphisch dargestellt.

Tabelle 3-20: Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Basiskonzepte

Konzepte Exergiebilanz Gesamtprozess	01 - Siemens		02 - Shell		03 - HTW	
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	19,9%	19,9%	16,4%	16,4%
Rohgaskühlung und -entstaubung	5,6%	5,6%	3,4%	3,4%	2,3%	2,3%
Katalytische CO-Konvertierung	3,9%	3,9%	5,3%	5,3%	6,4%	6,5%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	4,3%	4,3%	3,6%	3,7%	3,5%	3,5%
CO ₂ -Verdichtung	2,8%	2,8%	2,8%	2,8%	2,8%	2,8%
Reingassättigung und Brenn- gasvorwärmung	0,3%	0,3%	0,4%	0,4%	0,4%	0,4%
Verstromung	27,5%	27,6%	26,4%	26,4%	27,6%	27,7%
Luftentspannung und -zerlegung	1,5%	1,5%	1,9%	1,9%	0,6%	0,6%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,3%	2,3%
Summe	67,6%	65,6%	66,4%	64,4%	64,9%	63,0%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowirkungs- grad	40,9%		43,1%		42,4%	
Exergetischer Eigenbedarf	10,5%		11,5%		9,1%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,6%		1,2%		1,3%	
Exergieverluste (Sonstige)	57,5%		55,7%		56,3%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	30,4%		31,7%		33,3%	
Exergetischer Gütegrad	31,7%		33,0%		34,1%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,1%		93,5%		78,4%	

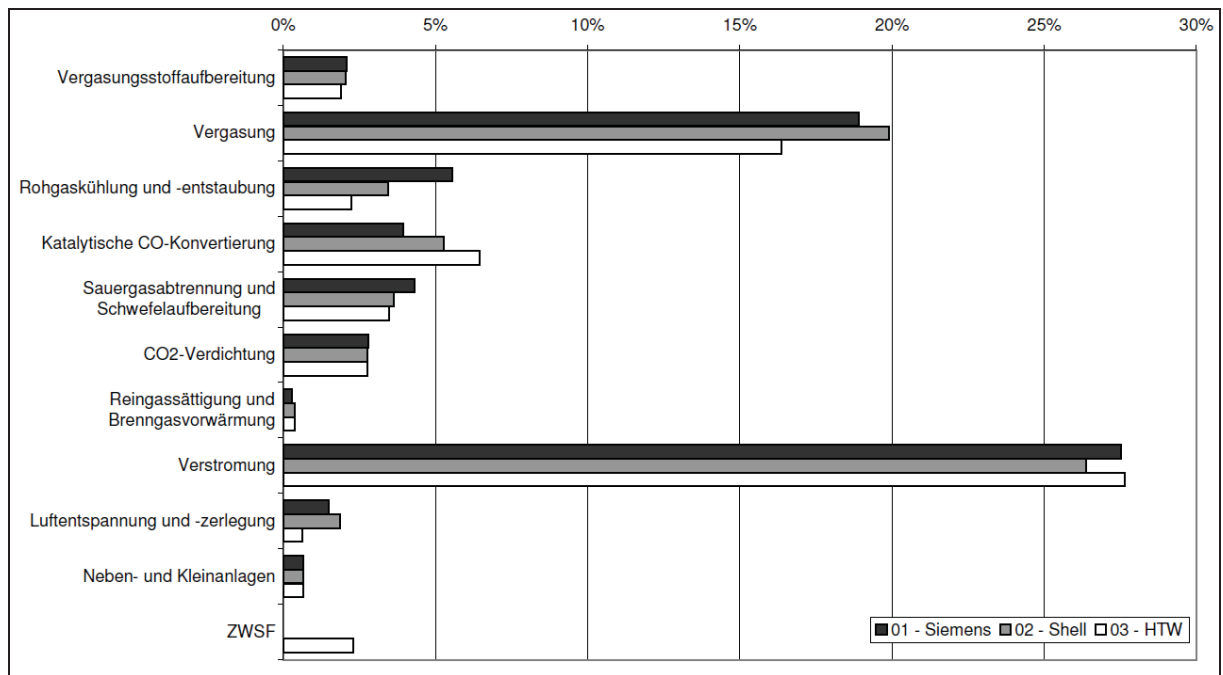


Abbildung 3.31: Spezifische Exergieverluste der Basiskonzepte

Aus Abbildung 3.31 ist zu erkennen, dass vergleichbare Exergieverluste mit der Vergasungsstoffsauflbereitung einhergehen, die Vergasungstechnologien jedoch unterschiedlich hohe Exergieverluste zeigen. Das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser weist hier aufgrund der größten Vergasungstemperatur die höchsten und das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser die vergleichsweise geringsten Verluste auf. Innerhalb von Rohgaskühlung und -entstaubung bewirkt ein Wasser-Quench, wie er beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser zum Einsatz kommt, bedeutend höhere Exergieverluste. Alle nachfolgenden exergetischen Teilwirkungsgrade bedingen sich aufgrund des hohen Prozessverschaltungsgrades mehr oder minder gegenseitig und sind daher schwer zu analysieren. Auffällig sind hier der hohe Exergieverlust innerhalb der katalytischen CO-Konvertierung beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser und die allgemein hohen Exergieverluste bei der Verstromung. Luftentspannung und -zerlegung weisen bei Konzepten mit Flugstromvergasung höhere spezifische Exergieverluste auf als das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser, da diese einen höheren spezifischen Sauerstoffbedarf zeigen. Die ZWSF ist nur Bestandteil des Konzeptes mit HTW-Typ-Vergaser zur Nachverbrennung des nicht umgesetzten Kohlenstoffs und bewirkt auch nur hier einen Exergieverlust.

Den höchsten exergetischen Nettowirkungsgrad weist mit 33,3 % das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser auf (Tabelle 3-20), jedoch zu Lasten des C-Rückhaltegrades. Die Konzepte mit Shell- bzw. Siemens-Typ-Vergaser reihen sich nachfolgend mit 31,7 % und 30,4 % ein. Wird bei Berechnung des exergetischen Nettowirkungsgrades als Produkt auch Schwefel betrachtet (exergetischer Gütegrad), so liegt der exergetische Nettowirkungsgrad um 0,8 bis 1,3 %-Punkte höher.

Eine Konzeptoptimierung sollte primär innerhalb der Teilprozesse Vergasung und Verstromung erfolgen, da diese die höchsten spezifischen Exergieverluste aufweisen. Konzeptspezifische Ansatzpunkte sind weiterhin die Rohgaskühlung und -entstaubung sowie die katalytische CO-Konvertierung.

3.7 Betrachtungen zu Strängigkeit und Verfügbarkeit der Gesamtkonzepte für IGCC-CCS-Kraftwerke zum gegenwärtigen Stand der Technik

Die Verfügbarkeiten der in der Arbeit betrachteten IGCC-CCS-Kraftwerke ergeben sich je nach Konzeptgestaltung, redundanter Ausführung und Anlagengröße aus den Einzelverfügbarkeiten aller Teilanlagen. Die Basiskonzepte unterscheiden sich besonders in der Vergasungstechnologie und der damit einhergehenden Rohgaskühlung. Dabei ist davon auszugehen, dass mehr und länger andauernde ungeplante Ausfälle bei einer Rohgaskühlung mit ROGADE gegenüber einer mit Wasser-Quench auftreten und damit die Verfügbarkeit stärker reduzieren. Ob sich diese mit geplanten Ausfallzeiten und redundanter Teilanlagenausführung kompensieren lassen, kann hier nicht beurteilt werden. Aus Erfahrungen des ENCAP-Projektes [92] sowie den ermittelten Massenströmen der jeweiligen Basiskonzepte können jedoch die in Anhang B aufgezeigten Anlagenkonfigurationen ermittelt werden.

Mit einer Großanlagen entsprechenden elektrischen Bruttoleistung (H_u) von etwa 1.000 MW und der in den Konzepten implementierten GT der F-Klasse ergibt sich bei allen drei Basiskonzepten eine fast vollständige 2-strängige Ausführung des IGCC-CCS-Kraftwerksprozesses. Mit dieser kann eine hohe Flexibilität und bei entsprechender Teilanlagendimensionierung eine erhöhte Verfügbarkeit erreicht werden. Es wird eine durchschnittliche elektrische Nettoleistung (H_u) von etwa 700 MW erreicht.

Die Konzepte unterscheiden sich in der möglichen Teilanlagengröße des Vergasers. Der Vergaser nach Shell ist am Markt mit einer thermischen Leistung von 1.000 MW verfügbar. Der HTW-Vergaser kann ebenfalls auf 1.000 MW(th.) ausgelegt werden. Vergaser nach Siemens werden mit Stand der Technik bis zu einer Größe von 500 MW(th.) angeboten. Mit Analyse der thermischen Gesamtleistung werden im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vier Vergasereinheiten und in den Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser zwei Vergasereinheiten integriert. Durch die höhere Vergaseranzahl im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser können bei entsprechender Auslegung die Redundanz und damit die erreichbare Verfügbarkeit ansteigen. Diese kann in den Konzepten mit Shell- und HTW-Typ-Vergaser durch einen zusätzlichen Vergaser und der Implementierung einer redundanten Gaskonditionierung erhöht werden.

Das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kann aufgrund des geringeren Sauerstoffbedarfs im Vergleich zu den Konzepten mit Flugstromvergasung eine einsträngige LZA aufweisen. Die Verfügbarkeit dieser Teilanlage ist sehr hoch und kann durch geeignete Backup-Systeme den Konzepten mit Flugstromvergasung angeglichen werden. Weiterhin weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades und des erhöhten Brennstoffnutzungsgrades nur drei (optional 4) anstelle von vier (optional 5) CO₂-Verdichter auf. Ein Einfluss auf die Verfügbarkeit wird hierbei jedoch nicht erwartet.

Ausrüstungsteile wie Pumpen, Gebläse und Verdichter an relevanten Stellen, deren Ausfall zu einem schnellen Stillstand führen würde, sollten redundant ausgeführt werden, wobei jeweils ein Bauteil in Reserve vorliegt. Eine solche Vorgehensweise entspricht der Praxis und erhöht die Verfügbarkeit und Zuverlässigkeit der Gesamtanlage.

4 Konzeptstudien

Aus der in Kapitel 3 beschriebenen Gesamtprozessarbeit zu Basiskonzepten von IGCC-CCS-Kraftwerken zum gegenwärtigen Stand der Technik werden Möglichkeiten zur Verbesserung heutiger und zukünftiger IGCC-CCS-Kraftwerke abgeleitet und in die Gestaltung und Abbildung von Potenzialkonzepten eingearbeitet. Alle Potenzialkonzepte werden miteinander sowie mit den in Kapitel 3.6 zusammengefassten Basiskonzepten verglichen und bewertet. Dabei wird jeweils auf die Unterschiede im Konzeptaufbau, den Verlauf der Gaszusammensetzung und die daraus resultierende energetische Bilanz sowie der CO₂-Bilanz eingegangen. Ferner wird bei der Potenzialbetrachtung zu konservativen Annahmen zum gegenwärtigen Stand der Technik ebenfalls auf die exergetische Bilanz eingegangen.

Die mit Kapitel 3 aufgezeigten komponentenspezifischen Potenziale können unterteilt werden in zum gegenwärtigen Stand der Technik Erreichbare und jene, welche zum Stand der Technik im Jahr 2025 erreichbar sein können. Die erarbeiteten Potenziale (Tabelle 4-1) werden im Folgenden abschnittsweise aufgeführt und bezüglich der jeweiligen Konzepte bewertet.

Tabelle 4-1: Potenzialkonzepte

Technische Ausführung	gegenwärtiger Stand der Technik	Stand der Technik im Jahr 2025
Konservativ zum Stand der Technik	• Konservative Annahmen (Kapitel 4.1)	• Konservative Annahmen (Kapitel 4.4)
Verringerte Brennstoff-trocknung	• Verringerte Braunkohletrocknung (Kapitel 4.2)	
Innovativ zum Stand der Technik	• Modifizierte CO-Konvertierung: a) Quenchkonvertierung (Kapitel 4.3.1) b) Isotherme katalytische CO-Konvertierung (Kapitel 4.3.2) c) Kombination von Quenchkonvertierung und isotherme katalytische CO-Konvertierung (Kapitel 4.3.3)	• Innovatives Potenzial (Kapitel 4.5)

4.1 Konservative Annahmen zum gegenwärtigen Stand der Technik

Es wird untersucht, welche Auswirkungen eine konservativere Ausführung der Einzelkomponenten auf den Gesamtprozess hat. Dazu werden drei Konzepte mit konservativeren Annahmen (Tabelle 4-2) gegenüber den Basiskonzeptannahmen erarbeitet:

- 04 – Siemens-konservativ,
- 05 – Shell-konservativ und
- 06 – HTW-konservativ.

Tabelle 4-2: Auslegungsänderungen konservative Konzepte gegenüber Basiskonzepten

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„konservativ“
<i>Katalytische CO-Konvertierung</i>		
Temperatur-Approach 1. Reaktor	20 K	60 K
Temperatur-Approach 2. Reaktor	20 K	30 K
<i>Gasturbine</i>		
TIT	1.250 °C	1.190 °C
<i>AHDE</i>		
$\Delta T(\text{TOT zu Dampftemperatur})$	25 K	15 K ¹⁾

¹⁾ aufgrund geringeren TOT-Niveaus

Die Änderungen haben Auswirkungen auf die Gaskonditionierung, die GT, die LZA und deren Integrationsgrad sowie den WDKL inklusive AHDE und Dampfturbine. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-3 gegeben.

Tabelle 4-3: Gesamtbilanz der Konzepte „konservativ“

Konzepte		04 - Siemens	05 - Shell	06 - HTW
Bilanzgrenze Gesamtprozess		„konservativ“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm, Vergaser)	[MW(th)]	1.036	1.050	1.013
P(el, GT)	[MW(el)]	334,9	335,7	334,5
P(el, DT)	[MW(el)]	117,1	170,2	145,6
P(el, ET)	[MW(el)]	2,0	0,4	0,2
$\sum P(\text{el, brutto})$	[MW(el)]	454,0	506,3	480,3
$\eta(\text{brutto, Hu})$	[%]	50,1	55,2	54,3
<u>Eigenbedarf</u>				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,89	26,60	19,69
Gaskonditionierung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,77	0,77	0,73
Sauggasabtrennung	[MW(el)]	15,44	15,38	12,80
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	29,31	29,14	23,63
Luftzerlegung	[MW(el)]	46,91	60,58	44,36
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	9,08	10,13	9,60
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,23
Neben- & Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,40	7,50	7,23
$\sum P(\text{el, Eigenbedarf})$	[MW(el)]	129,79	150,10	120,26
$P(\text{el, netto})$	[MW(el)]	324,16	356,19	360,02
$\eta(\text{netto, Hu})$	[%]	35,8	38,8	40,7
C-Eintrag	[kg/s]	27,32	27,68	26,69
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,85	25,69	20,80
C-Rückhaltegrad	[%]	94,6	92,8	77,9
Spez. CO ₂ -Emission	[kg/MWh]	59,5	73,9	215,9

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung und der CO-Konvertierung ist im Anhang C zu finden. Weiterhin werden dort Ergebnisse der Energie- und CO₂-Bilanz in Form von Sankeydiagrammen dargestellt.

Der Vergleich aller konservativen Konzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 1,9 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser 4,9 %-Punkte. Aufgrund der veränderten katalytischen CO-Konvertierung ist es im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser nicht möglich HD-Dampf zwischen beiden adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren zu erzeugen. Weiterhin wird nun für die katalytische CO-Konvertierung eine geringe Menge an MD-Dampf aus dem WDKL benötigt. Beides senkt die Bruttoleistung des Dampfturbinenprozesses beträchtlich und hat daher einen gegenüber beiden anderen Konzepten geringeren energetischen Bruttowirkungsgrad wie auch verringerten energetischen Nettowirkungsgrad zur Folge.

Werden die konservativen Konzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so ist bezüglich der technischen Ausführung festzustellen, dass beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vor den adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren zusätzlicher MD-Dampf zuzuführen ist. Weiterhin ist es nun nicht mehr möglich zwischen beiden CO-Konvertierungs-Reaktoren Dampf zu erzeugen. Dampferzeuger entfallen daher in diesem Bereich. Bei den Konzepten mit HTW- und Shell-Typ-Vergaser kann durch die veränderten GT-Parameter auf eine Luftentnahme aus dem GT-Kompressor nahezu verzichtet werden. Somit ist es möglich den Gesamtprozess zu verschlanken, indem eine Entspannungsturbine und eine damit verbundene aufwendige Wärmeintegration in den WDKL entfallen können. Der Verschaltungsgrad (Integrationsgrad) beider Gesamtprozesse kann verringert und damit deren Verfügbarkeit erhöht werden.

Bei den konservativen Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser kann der energetische Bruttowirkungsgrad gegenüber dem Basiskonzept um 2,8 % (~1,5 %-Punkte) gesteigert werden. Hierbei hat die GT entscheidenden Anteil, da aufgrund der geringeren TOT und der geringeren Luftentnahme aus dem GT-Kompressor ein höherer energetischer Wirkungsgrad bezogen auf die thermische Brennstoffleistung möglich wird. Beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird diese Steigerung vom zusätzlichen Dampfbedarf und der entfallenden HD-Dampferzeugung der katalytischen CO-Konvertierung überlagert. Der energetische Bruttowirkungsgrad ist daher gegenüber dem Basiskonzept um 1,6 % (0,8 %-Punkte) verringert. Aufgrund der in allen konservativen Konzepten geringeren Luftentnahme aus dem GT-

Kompressor ist der elektrische Eigenbedarf der LZA gegenüber den Basiskonzepten jeweils stark erhöht, da nun mehr Luft innerhalb deren Bilanzgrenze verdichtet werden muss.

Die Nettostromerzeugung liegt bei den konservativen Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser auf vergleichbarem Niveau gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept. Der energetische Nettowirkungsgrad ist mit 38,8 % bei Shell-Typ und 40,7 % bei HTW-Typ um jeweils etwa 1,5 bis 1,7 % (0,6 bzw. 0,7 %-Punkte) verringert. Die konservativere Auslegung des Konzeptes mit Siemens-Typ-Vergaser reduziert dessen energetischen Nettowirkungsgrad besonders stark um 5,5 % (bzw. 2,1 %-Punkte).

Bei allen konservativen Konzepten wird gegenüber dem Basiskonzept ein um 0,5 bis 0,8 % verringerter C-Rückhaltegrad erreicht. Zusammen mit dem reduzierten energetischen Nettowirkungsgrad steigt damit die spezifische CO₂-Emission in allen Konzepten um durchschnittlich 8 kg/MWh an (auf 59,5 (Siemens-Typ), 73,6 (Shell-Typ) und 215,9 kg/MWh (HTW-Typ)).

Konservativere Annahmen zum Konzeptaufbau gegenüber der Basisauslegung haben beim Gesamtprozess mit HTW-Typ-Vergaser die geringsten negativen Auswirkungen. Gerade das verschlankte Design mit geringerem Prozessverschaltungsgrad macht die Ausführung bei einem vertretbaren Rückgang des energetischen Nettowirkungsgrades um 1,7 % (bzw. 0,7 %-Punkte) auf 40,7 % vorteilhaft.

Exergetische Betrachtungen

Es folgen Betrachtungen zum exergetischen Gesamtwirkungsgrad und zu exergetischen Teilwirkungsgraden von Einzelprozessen. In Tabelle 4-4 sind Ergebnisse der Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz aufgeführt. In Abbildung 4.1 sind die spezifischen Exergieverluste graphisch dargestellt.

Tabelle 4-4: Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Konzepte „konservativ“

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	04 - Siemens		05 - Shell		06 - HTW	
	„konservativ“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	19,9%	19,9%	16,4%	16,4%
Rohgaskühlung und -entstaubung	5,6%	5,6%	3,4%	3,4%	2,2%	2,2%
Katalytische CO- Konvertierung	5,4%	5,4%	5,3%	5,3%	6,4%	6,4%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,7%	3,7%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%
CO ₂ -Verdichtung	2,8%	2,8%	2,7%	2,7%	2,6%	2,6%
Reingassättigung und Brenngasvorwärmung	0,3%	0,3%	0,4%	0,4%	0,4%	0,4%
Verstromung	27,9%	28,0%	26,4%	26,4%	27,7%	27,7%
Luftentspannung und -zerlegung	2,6%	2,6%	3,2%	3,2%	2,2%	2,2%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,4%	2,4%
Summe	69,9%	68,0%	67,7%	65,8%	66,4%	64,6%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowir- kungsgrad	40,3%		44,3%		43,6%	
Exergetischer Eigenbedarf	11,5%		13,1%		10,9%	
Exergieverluste (Rauchgas)	2,1%		1,3%		1,5%	
Exergieverluste (Sonstige)	57,6%		54,4%		54,9%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	28,8%		31,2%		32,7%	
Exergetischer Gütegrad	30,0%		32,5%		33,5%	
C-Rückhaltegrad [%]	94,6%		92,8%		77,9%	

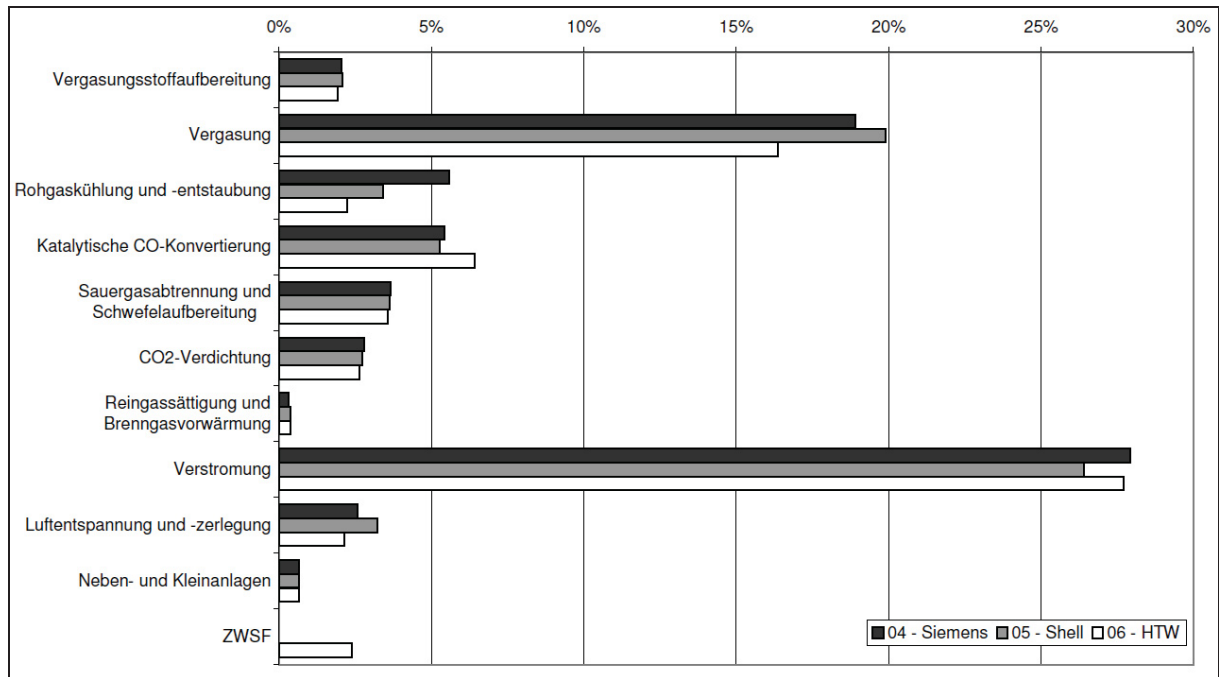


Abbildung 4.1: Spezifische Exergieverluste der Konzepte „konservativ“

Aus Abbildung 4.1 ist zu erkennen, dass vergleichbare Exergieverluste mit der Vergasungsstoffaufbereitung einhergehen, die Vergasungstechnologien jedoch unterschiedlich hohe Exergieverluste zeigen. Das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser weist hier aufgrund der höchsten Vergasungstemperatur die größten und das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser die vergleichsweise geringsten Verluste auf. Innerhalb von Rohgaskühlung und -entstaubung bewirkt ein Wasser-Quench, wie er beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser zum Einsatz kommt, bedeutend höhere Exergieverluste. Alle nachfolgenden exergetischen Teilwirkungsgrade bedingen sich aufgrund des hohen Prozessverschaltungsgrades mehr oder minder gegenseitig und sind daher schwer zu analysieren. Auffällig sind hier der hohe Exergieverlust innerhalb der katalytischen CO-Konvertierung beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser und die allgemein hohen Exergieverluste bei der Verstromung. Weiterhin zeigen alle Konzepte im Vergleich zu den Basiskonzepten einen höheren Exergieverlust bei Luftzerlegung und -entspannung aufgrund des erhöhten elektrischen Verdichteraufwandes. Die ZWSF ist nur Bestandteil des Konzeptes mit HTW-Typ-Vergaser zur Nachverbrennung des nicht umgesetzten Kohlenstoffs und bewirkt auch nur hier einen Exergieverlust.

Den höchsten exergetischen Nettowirkungsgrad weist mit 32,7 % das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser auf (Tabelle 4-4), jedoch zu Lasten des C-Rückhaltegrades. Die Konzepte mit Shell- bzw. Siemens-Typ-Vergaser reihen sich nachfolgend mit 31,2 % und 28,8 % ein. Wird bei Berechnung des exergetischen Nettowirkungsgrades als Produkt auch Schwefel betrachtet (exergetischer Gütegrad), so liegt der exergetische Nettowirkungsgrad um 0,8 bis 1,3 %-Punkte höher.

4.2 Verringerte Braunkohletrocknung zum gegenwärtigen Stand der Technik

Es wird untersucht, welche Auswirkungen eine verringerte Braunkohletrocknung auf den Gesamtprozess hat. Dazu werden drei Potenzialkonzepte mit erhöhtem Vergasungsstoffwassergehalt (Tabelle 4-5) gegenüber den Basiskonzeptannahmen erarbeitet:

- 07 – Siemens-VSfeucht,
- 08 – Shell-VSfeucht und
- 09 – HTW-VSfeucht.

Tabelle 4-5: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepten

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„VSfeucht“
<i>Trocknung in WTA</i>		
Vergasungsstoffwassergehalt nach Trocknung	12 Ma.-%	15 Ma.-% ¹⁾

¹⁾ Reduzierung des Trocknungsaufwandes in der WTA um 20 % gegenüber dem Basiskonzept

Eine verringerte Braunkohletrocknung hat direkte Auswirkung auf den Eigenbedarf der WTA (siehe Tabelle 3-7). Weiterhin beeinflusst ein erhöhter Vergasungsstoffwassergehalt die Vergasungsparameter und damit beispielsweise den Sauerstoffbedarf und die Rohgaszusammensetzung. Aufgrund dessen wird selbst unter Einhaltung aller Randbedingungen gegenüber den Basiskonzepten der gesamte Prozess beeinflusst. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-6 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung und der CO-Konvertierung sind im Anhang C zu finden. Weiterhin werden dort Ergebnisse der Energie- und CO₂-Bilanz in Form von Sankeydiagrammen dargestellt sowie Ergebnisse der Exergiebilanz aufgezeigt.

Tabelle 4-6: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

Konzepte Bilanzgrenze Gesamtprozess		07 - Siemens	08 - Shell	09 - HTW
		„VSfeucht“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm, Vergaser)	[MW(th)]	1.029	1.045	998
P(el, GT)	[MW(el)]	284,5	284,8	283,8
P(el, DT)	[MW(el)]	158,4	194,2	169,5
P(el, ET)	[MW(el)]	8,6	8,1	7,9
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	451,5	487,1	461,2
$\eta(brutto, Hu)$	[%]	50,0	53,1	52,7
<u>Eigenbedarf</u>				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,35	26,24	18,95
Gasreinigung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,69	0,84	0,71
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	15,33	15,47	12,71
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	29,27	29,34	23,56
Luftzerlegung	[MW(el)]	35,38	41,50	25,45
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	9,03	9,74	9,07
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,20
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,64	7,76	7,41
$\sum P(el, Eigenbedarf)$	[MW(el)]	117,69	130,90	100,04
P(el, netto)	[MW(el)]	333,83	356,22	361,11
$\eta(netto, Hu)$	[%]	37,0	38,9	41,2
C-Eintrag	[kg/s]	27,23	27,66	26,42
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,86	25,87	20,75
C-Rückhaltegrad	[%]	95,0	93,5	78,5
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	54,3	66,1	207,1

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 3,4 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser 4,5 %-Punkte.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so ist bezüglich der technischen Ausführung festzustellen, dass keine bedeutenden Veränderungen zu verzeichnen sind.

Thermodynamisch bewirkt eine erhöhte Vergasungsstofffeuchte in jedem Potenzialkonzept verglichen mit dem Basiskonzept eine Verringerung des energetischen Nettowirkungsgrades. Insbesondere beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser ist eine Verringerung des ener-

getischen Nettowirkungsgrades um 2,4 % (0,9 %-Punkte) auf 37,0 % bei vergleichbarem C-Rückhaltegrad (95,0 %) feststellbar. Das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser verzeichnet die geringste Reduzierung des energetischen Nettowirkungsgrades auf 41,2 % (-0,2 %-Punkte; -0,5 %) bei einer vergleichbaren niedrigen C-Rückhaltung von 78,5 %.

Die Nettostromerzeugung und der C-Rückhaltegrad liegen bei allen Potenzialkonzepten auf vergleichbarem Niveau gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept. Aufgrund der jeweils verringerten Effizienz steigt die spezifische CO₂-Emission besonders bei den Konzepten mit Flugstromvergasung auf niedrigem Niveau um 1 bis ~ 5 % an (Siemens-Typ: 54,3 kg/MWh; Shell-Typ: 66,1 kg/MWh).

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass eine Reduzierung des Trocknungsaufwandes keine geeignete Maßnahme zur Steigerung des Gesamtwirkungsgrades darstellt und daher zu vermeiden ist. Zukünftige Untersuchungen sollten auf den Einfluss eines erhöhten Trocknungsaufwandes der WTA eingehen.

4.3 Modifizierte CO-Konvertierung zum gegenwärtigen Stand der Technik

Ausgehend von den Basiskonzepten werden Potenzialstudien zum Einfluss der CO-Konvertierung auf den Gesamtwirkungsgrad durchgeführt. Dabei wird zum einen untersucht, welche Auswirkungen eine angenommene Quenchkonvertierung („Quenchkonvertierung“) auf den Wirkungsgrad, die technischen Ausführung und die Prozessgestaltung hat. Weiterhin werden die Basiskonzepte so umgestaltet, dass anstelle einer adiabaten katalytischen CO-Konvertierung eine isotherme katalytische CO-Konvertierung mit veränderten Prozessparametern integriert wird („isotherm“). Eine dritte Potenzialstudie kombiniert eine integrierte Quenchkonvertierung mit einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung („Quenchkonvertierung-isotherm“).

4.3.1 Quenchkonvertierung

Es wird untersucht, welche Auswirkung eine aus Patenten bekannte, durch Verweilzeiterhöhung verstärkte, Quenchkonvertierung auf den Gesamtprozess hat. Dazu werden die Basis-konzepte um eine der Vergasung nachgeordneten integrierten Quenchkonvertierung erweitert (Tabelle 4-7):

- 10 – Siemens-Quenchkonvertierung,
- 11 – Shell-Quenchkonvertierung und
- 12 – HTW-Quenchkonvertierung.

Tabelle 4-7: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepte

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„Quenchkonvertierung“
<i>Quenchkonvertierung durch gestufte Wasserzugabe</i>		
CO-Konvertierung im Rohgas des Quenchraumes	Siemens-Typ: 3 Vol.-% Shell- und HTW-Typ: 0 Vol.-%	Siemens-Typ: 30 Vol.-% Shell- und HTW-Typ: 30 Vol.-%
<i>Rohgaskühlung bei Shell-Typ-Vergaser</i>		
Rohgaskühlung auf 750 °C	Rohgasrezirkulation (Gas-Quench)	weitere Wasserzugabe

Die Änderungen haben direkte Auswirkungen auf das Potenzial der Rohgaswärmenutzung, die Rohgaszusammensetzung und insbesondere auf die katalytische CO-Konvertierung. Im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser wird zusätzlich auf ein Quenchgebläse verzichtet und damit der elektrische Eigenbedarf verringert. Aufgrund der Integration einer Quenchkonvertierung wird selbst unter Einhaltung aller Randbedingungen der gesamte Prozess beeinflusst und gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept verändert. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-8 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung, der CO-Konvertierung und der Ergebnisse der Exergiebilanz sind im Anhang C zu finden.

Tabelle 4-8: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

Konzepte Bilanzgrenze Gesamtprozess		10 - Siemens	11 - Shell	12 - HTW
		„Quenchkonvertierung“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Wasser-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm, Rohstoff)	[MW(th)]	890	911	822
Q(therm, Vergaser)	[MW(th)]	1.019	1.043	941
P(el, GT)	[MW(el)]	283,6	284,3	284,3
P(el, DT)	[MW(el)]	150,0	178,4	150,4
P(el, ET)	[MW(el)]	9,2	8,7	7,6
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	442,8	471,4	442,3
$\eta(butto, Hu)$	[%]	49,7	51,7	53,8
<u>Eigenbedarf</u>				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,56	20,02	18,29
Gasreinigung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,73	1,09	0,61
Sauggasabtrennung	[MW(el)]	15,18	15,51	12,58
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	29,03	29,53	23,07
Luftzerlegung	[MW(el)]	27,26	36,30	25,31
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	8,86	9,43	8,69
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,07
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,28	7,45	6,72
$\sum P(el, Eigenbedarf)$	[MW(el)]	108,90	119,32	97,35
P(el, netto)	[MW(el)]	333,86	352,05	344,98
$\eta(netto, Hu)$	[%]	37,5	38,6	42,0
C-Eintrag	[kg/s]	26,86	27,49	24,80
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,63	26,07	20,30
C-Rückhaltegrad	[%]	95,4	94,8	81,8
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	48,9	53,3	172,3

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Mit der Erhöhung des CO-Umsatzes im Hochtemperaturbereich des Rohgases ist eine Reduzierung des Wasserdampfbedarfs vor der katalytischen CO-Konvertierung verbunden. Vereinzelt ist eine Vereinfachung der Anlagenverschaltung und -komplexität möglich.

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basis-konzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des gesteigerten aber dennoch geringeren C-Rückhalte-grades weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Net-towirkungsgrad gegenüber beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Potenzialkonzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 3,4 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser 4,5 %-Punkte.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so ist bezüglich der tech-nischen Ausführung allgemein festzustellen, dass einerseits eine Vergrößerung des Quench-

raumes zur Verweilzeiterhöhung und andererseits eine Verringerung der Katalysatormenge der zwei adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren zu erfolgen hat. Die Vergrößerung des Quenchraumes hat weiterhin einen, wenn vorhanden, etwas verkleinerten ROGAS-DE zur Folge. Bei den Konzepten mit Flugstromvergaser kommt weiterhin hinzu, dass beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser das Quenchgebläse entfallen kann und im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser zusätzlich auf die Sättigungskolonnen im KS-KL der katalytischen CO-Konvertierung verzichtet werden kann. Ein Kühler ist weiterhin erforderlich. Die im KS-KL abgeführte Wärme kann in den Sättigungskreislauf zur Reingasmodifizierung verschoben werden. Weiterhin kann der Dampferzeuger zwischen den adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser nur noch als MD-Dampferzeuger ausgeführt werden. Eine MD-Dampfzugabe vor der katalytischen CO-Konvertierung entfällt jedoch.

Thermodynamisch hat eine erhöhte Quenchkonvertierung unterschiedliche Auswirkungen auf die jeweiligen Konzepte. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird wie auch im Basis-konzept kein MD-Dampf vor der katalytischen CO-Konvertierung zugegeben. Weiterhin ist aufgrund des vorgelagerten CO-Umsatzes im Wasser-Quench der CO-Gehalt im Rohgas so reduziert, dass das nach der Wasserwäsche vorliegende DGV des Rohgases auch ohne Sättigungskolonnen vor den beiden nachfolgenden adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren den Anforderungen genügt. Aufgrund des geringeren CO-Umsatzes und der damit verbunden reduzierten Reaktionswärme auf niedrigerem Temperaturniveau der adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren ist es nur noch möglich MD-Sattdampf anstelle von HD-Sattdampf zu erzeugen und in den WDKL zu integrieren. Dies reduziert den energetischen Bruttowirkungsgrad und letztlich auch den energetischen Nettowirkungsgrad um -1,1 % (-0,4 %-Punkte) auf 37,5 %.

Im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser überlagern sich der Wegfall des Quenchgebläses und die Reduzierung des MD-Dampfbedarfs für die katalytische CO-Konvertierung mit der verringerten HD- und MD-Dampferzeugung im ROGAS-DE. Daher kann nur noch ein reduzierter energetischer Bruttowirkungsgrad erreicht werden, der nicht durch eine Verringerung des elektrischen Eigenbedarfs ausgeglichen werden kann und daher auch einen verringerten energetischen Nettowirkungsgrad von 38,6 % (-2,0 %; -0,8 %-Punkte) zur Folge hat.

Im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird bei der Quenchkonvertierung zusätzlich ein Teil des im Rohgas vorhandenen Methans in CO und H₂ umgewandelt, so dass ein höherer C-Rückhaltgrad erreicht werden kann. Zwar steigert dies den elektrischen Eigenbedarf, doch aufgrund der MD-Dampfeinsparung für die katalytische CO-Konvertierung kann durch eine Quenchkonvertierung der energetische Nettowirkungsgrad um 1,4 % (0,6 %-Punkte) auf 42,0 % erhöht werden.

Die Nettostromerzeugung ist bei allen Konzepten mit Flugstromvergasung auf vergleichbarem Niveau gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept. Mit Integration der Quenchkonvertierung kann im Gesamtprozess ein leicht erhöhter C-Rückhaltegrad erreicht werden. Dieser führt trotz verringerten energetischen Nettowirkungsgrads zu einer verringerten spezifischen CO₂-Emission.

Im Konzept mit Wirbelschichtvergasung kann aufgrund des mit der Quenchkonvertierung einhergehenden erhöhten Methanumsatzes der C-Rückhaltegrad auf 81,8 % (+ 4,3 %; 3,4 %-Punkte) erhöht werden. Mit einem zusätzlich gesteigerten energetischen Nettowirkungsgrad wird eine um hohe 17,2 %-Punkte (-35,8 kg/MWh; 172,3 kg/MWh absolut) reduzierte spezifische CO₂-Emission erreicht. Die Nettostromerzeugung ist jedoch um 4,2 %-Punkte (-15,2 MW; 345,0 MW absolut) gegenüber dem Basiskonzept reduziert.

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass eine Einbindung bzw. eine Erhöhung der Quenchkonvertierung nur beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser eine geeignete Maßnahme zur Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades darstellt. Bei Konzepten mit Flugstromvergasung kann eine Reduzierung der Investitionskosten bei einer vertretbaren Verringerung des energetischen Nettowirkungsgrades erfolgen.

4.3.2 Isotherme katalytische CO-Konvertierung

Es wird untersucht, welche Auswirkungen die Integration isotherm betriebener Reaktoren zur katalytischen CO-Konvertierung auf den Gesamtprozess haben. Dazu werden die Basiskonzepte hinsichtlich einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung (Tabelle 4-9) verändert:

- 13 – Siemens-isotherm,
- 14 – Shell-isotherm und
- 15 – HTW-isotherm.

Tabelle 4-9: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepten

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„isotherm“
<i>Katalytische CO-Konvertierung</i>		
Betriebsweise 1. Reaktor	adiabat	isotherm
Betriebsweise 2. Reaktor	adiabat	adiabat oder kein Reaktor ¹⁾
DGV nach 2. Reaktor	>0,6	keine Beschränkung ²⁾

¹⁾ um einen gegenüber den Basiskonzepten vergleichbaren C-Rückhaltegrad zu erreichen

²⁾ H₂O/CO-Verhältnis vor erstem Reaktor mind. 1,5

Die Änderungen haben direkte Auswirkung auf das Potenzial der Rohgaswärmenutzung im KS-KL. Aufgrund der Integration eines isotherm betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktors wird selbst unter Einhaltung aller Randbedingungen der gesamte Prozess beeinflusst und gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept verändert. Eine Gegenüberstellung der energeti-

schen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-10 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung, der CO-Konvertierung und der Ergebnisse der Exergiebilanz sind im Anhang C zu finden.

Tabelle 4-10: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „isotherm“

Konzepte Bilanzgrenze Gesamtprozess		12 - Siemens	13 - Shell	14 - HTW
		„isotherm“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser- Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm, Rohstoff)	[MW(th)]	891	899	860
Q(therm, Vergaser)	[MW(th)]	1.020	1.029	984
P(el, GT)	[MW(el)]	283,6	285,1	284,1
P(el, DT)	[MW(el)]	152,2	212,8	188,7
P(el, ET)	[MW(el)]	11,2	8,0	7,3
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	447,0	505,9	480,1
$\eta(brutto, Hu)$	[%]	50,2	56,3	55,8
<u>Eigenbedarf</u>				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,58	26,06	19,13
Gasreinigung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,54	0,78	0,62
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	15,32	15,17	11,45
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	29,12	28,41	22,11
Luftzerlegung	[MW(el)]	26,87	42,60	29,59
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	8,94	10,12	9,46
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,17
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,28	7,34	7,02
$\sum P(el, Eigenbedarf)$	[MW(el)]	108,65	130,48	101,55
P(el, netto)	[MW(el)]	338,31	375,40	378,54
$\eta(netto, Hu)$	[%]	38,0	41,8	44,0
C-Eintrag	[kg/s]	26,89	27,12	25,94
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,71	25,01	19,46
C-Rückhaltegrad	[%]	95,6	92,2	75,0
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	46,1	74,1	225,8

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Mit der Einbringung eines isotherm betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktors ist eine Steigerung der Nettoleistung und des energetischen Nettowirkungsgrades möglich. Diese ist besonders groß bei Konzepten mit ROGADE. Der C-Rückhaltegrad kann je nach Investitionsaufwand gesteigert oder aber leicht verringert werden. Eine Reduzierung der Anlagenverschaltung und -komplexität ist kaum möglich.

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber

beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 2,2 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vergleichsweise hohe 6,0 %-Punkte.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so sind bezüglich der technischen Ausführung kaum Veränderungen festzustellen. Die Integration eines Isothermreaktors führt bei den Konzepten mit Siemens-Typ-Vergaser bzw. HTW-Typ-Vergaser zu einer vereinfachten Prozessführung, da ohne bedeutenden Rückgang des C-Rückhaltegrades auf einen zweiten adiabat betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktor verzichtet werden kann. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser kann auf die Sättigungskolonne im KS-KL verzichtet werden. Ein Kühler ist jedoch weiterhin erforderlich. Die im KS-KL abgeführte Wärme kann in den Sättigungskreislauf zur Reingasmodifizierung verschoben werden. Weiterhin kann der Dampferzeuger nach dem Isothermreaktor aufgrund des Temperaturniveaus nur noch als MD-Sattdampferzeuger ausgelegt werden. Dies führt zu einem geringeren energetischen Wirkungsgradanstieg gegenüber dem Basiskonzept im Vergleich zu allen anderen betrachteten Konzepten. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kann nach dem Isothermreaktor zusätzlich ein MD-Sattdampferzeuger installiert werden, da aufgrund des ausreichenden $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}$ -Verhältnisses im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung, die erforderliche Wärmeverschiebung in den KS-KL verringert ist. Beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser wird ein zusätzlicher adiabat betriebener CO-Konvertierungs-Reaktor dem Isothermreaktor nachgeschaltet, um einen vergleichbaren C-Rückhaltegrad zu erreichen.

Thermodynamisch hat die Integration einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung unterschiedlich erhöhte Wirkungsgrade zur Folge.

Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird wie auch im Basiskonzept kein MD-Dampf vor der katalytischen CO-Konvertierung zugegeben. Durch den gegenüber allen anderen Konzepten erhöhten Feuchtegehalt im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung ist ein etwas erhöhter C-Rückhaltegrad möglich. Aufgrund des Isothermreaktors und dessen Temperaturniveau von 280 °C ist es nur noch möglich MD-Sattdampf anstelle von HD-Sattdampf zu erzeugen und in den WDKL zu integrieren. Dies führt zu einem verringerten energetischen Bruttowirkungsgrad gegenüber dem Basiskonzept und im Vergleich zu allen anderen Konzepten. Da nun mehr Wärme in den Sättigerkreislauf verschoben werden kann und damit dort eine höhere Reingassättigung und ein verringerter Restgasbedarf bestehen, wird der elektrische Eigenbedarf der LZA reduziert. Trotz verringerten energetischen Bruttowirkungsgrads kann eine minimale Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrad um 0,3 % (0,1 %-Punkte) auf 38,0 % bei um 0,5 %-Punkte gesteigertem C-Rückhaltegrad (95,6 % absolut) erfolgen.

In den Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser kann durch den verringerten MD-Dampfbedarf für die isotherme katalytische CO-Konvertierung eine Steigerung der energetischen Wertschöpfung des WDKL erfolgen. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kommt weiterhin positiv die MD-Dampferzeugung nach dem Isothermreaktor hinzu. Daher wird jeweils ein erhöhter energetischer Bruttowirkungsgrad erreicht. Dieser und der durch den verringerten Restgasbedarf reduzierte elektrische Eigenbedarf (analog zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser) führen zu einer Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades. Beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser kann dieser um hohe 6,1 % (2,4 %-Punkte) auf 41,8 % bei um 1,4 % verringertem C-Rückhaltegrad gesteigert werden. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird eine Steigerung von 6,3 % (2,6 %-Punkte) auf 44,0 % bei um 4,3 % verringertem C-Rückhaltegrad erreicht.

Mit der Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades geht ein Anstieg der Nettostromerzeugung einher. Diese beträgt beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser geringe 1,2 % (+4,0 MW; 338,3 MW absolut), beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser 5,5 % (+19,6 MW; 375,4 MW absolut) und beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser 5,1 % (+18,3 MW; 378,5 MW absolut). Der C-Rückhaltegrad und die spezifische CO₂-Emission liegen beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser auf vergleichbar hohem Niveau gegenüber dem Basiskonzept (95,6 %; 46,9 kg/MWh). Die Konzepte mit Shell-Typ-Vergaser bzw. HTW-Typ-Vergaser weisen unter anderem aufgrund des beispielsweise eingesparten adiabaten betriebenen zweiten CO-Konvertierungs-Reaktors im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen verringerten C-Rückhaltegrad auf. Dieser verursacht trotz Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades eine erhöhte spezifische CO₂-Emission (Konzept mit Shell-Typ-Vergaser: 74,1 kg/MWh / mit HTW-Typ-Vergaser: 225,8 kg/MWh).

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass die Einbindung einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung zu einer Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades beiträgt. Weiterhin können unter Inkaufnahme einer geringfügigen Verringerung des C-Rückhaltegrades bei der katalytischen CO-Konvertierung Investitions- und Betriebskosten eingespart werden. Für das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser besteht zudem die Möglichkeit auf einen modernen und vergleichsweise teuren Isothermreaktor gänzlich zu verzichten, da damit konzeptspezifisch keine Wirkungsgradsteigerung (MD-Dampfeinsparung) möglich ist.

4.3.3 Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung

Es wird untersucht, welche Auswirkungen eine Kombination von Quenchkonvertierung und isotherme katalytische CO-Konvertierung auf den Gesamtprozess hat. Dazu werden drei Potenzialkonzepte mit veränderten Annahmen (Tabelle 4-11) gegenüber den Basiskonzeptannahmen erarbeitet:

- 15 – Siemens-Quenchkonvertierung-isotherm,
- 16 – Shell-Quenchkonvertierung-isotherm und
- 17 – HTW-Quenchkonvertierung-isotherm.

Tabelle 4-11: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepten

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„Quenchkonvertierung-isotherm“
<i>Quenchkonvertierung durch gestufte Wasserzugabe</i>		
CO-Konvertierung im Rohgas des Quenchraumes	Siemens-Typ: 3 Vol.-% Shell- und HTW-Typ: 0 Vol.-%	Siemens-Typ: 30 Vol.-% Shell- und HTW-Typ: 30 Vol.-%
<i>Rohgaskühlung bei Shell-Typ-Vergaser</i>		
Rohgaskühlung auf 750 °C	Rohgasrezirkulation (Gas-Quench)	weitere Wasserzugabe
<i>Katalytische CO-Konvertierung</i>		
Betriebsweise 1. Reaktor	adiabat	isotherm
Betriebsweise 2. Reaktor	adiabat	adiabat oder kein Reaktor ¹⁾
DGV nach 2. Reaktor	>0,6	keine Beschränkung ²⁾

¹⁾ um einen gegenüber den Basiskonzepten vergleichbaren C-Rückhaltegrad zu erreichen

²⁾ H₂O/CO-Verhältnis vor erstem Reaktor mind. 1,5

Die Änderungen haben direkte Auswirkungen auf das Potenzial der Rohgaswärmenutzung, die Rohgaszusammensetzung und insbesondere auf die katalytische CO-Konvertierung und die Rohgaswärmenutzung im KS-KL. Im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser wird zusätzlich auf ein Quenchgebläse verzichtet und damit der elektrische Eigenbedarf verringert. Aufgrund der Integration einer Quenchkonvertierung und der Integration einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung wird selbst unter Einhaltung aller Randbedingungen der gesamte Prozess beeinflusst und gegenüber dem jeweiligen Basiskonzept verändert. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-12 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung, der CO-Konvertierung und der Ergebnisse der Exergiebilanz sind im Anhang C zu finden.

Tabelle 4-12: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung-isotherm“

Konzepte		15 - Siemens	16 - Shell	17 - HTW
Bilanzgrenze Gesamtprozess		„Quenchkonvertierung-isotherm“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Wasser-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm, Rohstoff)	[MW(th)]	888	909	818
Q(therm, Vergaser)	[MW(th)]	1.017	1.041	936
P(el, GT)	[MW(el)]	284,1	284,5	284,3
P(el, DT)	[MW(el)]	152,8	189,3	174,4
P(el, ET)	[MW(el)]	9,0	8,5	7,3
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	445,9	482,3	466,0
$\eta(butto, Hu)$	[%]	50,2	53,0	57,0
Eigenbedarf				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	19,52	19,98	18,20
Gasreinigung und Schwefel-aufbereitung	[MW(el)]	1,73	1,09	0,61
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	15,24	15,39	12,24
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	29,12	29,43	22,31
Luftzerlegung	[MW(el)]	31,26	37,65	27,41
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	8,92	9,65	9,17
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,06
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	7,26	7,43	6,68
$\sum P(el, Eigenbedarf)$	[MW(el)]	113,05	120,61	98,69
P(el, netto)	[MW(el)]	332,80	361,66	367,27
$\eta(netto, Hu)$	[%]	37,5	39,8	44,9
C-Eintrag	[kg/s]	26,80	27,43	24,68
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	25,71	25,98	19,59
C-Rückhaltegrad	[%]	95,9	94,7	79,4
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	43,3	53,1	182,8

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Mit der Kombination aus Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung ist gegenüber den Basiskonzepten eine Reduzierung des Wasserdampfbedarfs im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung verbunden. Damit wird bei allen Konzepten mit ROGADE eine Steigerung der Nettoleistung und des energetischen Nettowirkungsgrades möglich. Beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser sinken hingegen Nettoleistung und energetischer Nettowirkungsgrad. Der C-Rückhaltegrad kann ohne zusätzlichen Investitionsaufwand gesteigert werden. Eine Reduzierung der Anlagenverschaltung und -komplexität ist nur vereinzelt möglich.

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber

beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt hohe 5,1 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vergleichsweise sehr hohe 7,4 %-Punkte.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so ist bezüglich der technischen Ausführung allgemein festzustellen, dass einerseits eine Vergrößerung des Quenchraumes zur Verweilzeiterhöhung und andererseits eine Verringerung der Katalysatormenge der CO-Konvertierungs-Reaktoren zu erfolgen hat. Die Vergrößerung des Quenchraumes hat weiterhin einen, wenn vorhanden, etwas verkleinerten ROGADE zur Folge. Eine MD-Dampfzugabe vor der isothermen katalytischen CO-Konvertierung entfällt bei allen Konzepten. Weiterhin führt die Integration eines Isothermreaktors immer zu einer vereinfachten Prozessführung, da selbst bei gesteigertem C-Rückhaltegrad auf einen zweiten adiabat betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktor verzichtet werden kann. Bis auf das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser kann auf die Sättigungskolonie im KS-KL verzichtet werden. Eine Kühlkolonie ist weiterhin erforderlich. Die im KS-KL abgeführte Wärme kann wie gewohnt in den Sättigungskreislauf zur Reingasmodifizierung verschoben werden. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser kann der Dampferzeuger nach katalytischer CO-Konvertierung aufgrund des Temperaturniveaus im Isothermreaktor nur noch als MD-Sattdampferzeuger ausgelegt werden. Beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser entfällt das Quenchgebläse. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kann nach dem Isothermreaktor zusätzlich ein MD-Sattdampferzeuger installiert werden, da aufgrund des ausreichenden H_2O/CO -Verhältnisses im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung, die erforderliche Wärmeverchiebung in den KS-KL verringert ist.

Thermodynamisch hat die Integration der Quenchkonvertierung und eines Isothermreaktors zur katalytischen CO-Konvertierung unterschiedliche Auswirkungen auf die jeweiligen Konzepte.

Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird wie im Basiskonzept kein MD-Dampf vor der katalytischen CO-Konvertierung zugegeben. Durch den gegenüber allen anderen Konzepten erhöhten Feuchtegehalt im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung ist ein etwas erhöhter C-Rückhaltegrad möglich. Weiterhin ist aufgrund des vorgelagerten CO-Umsatzes im Wasser-Quench der CO-Gehalt im Rohgas so reduziert, dass das nach der Wasserwäsche vorliegende DGV des Rohgases auch ohne Sättigungskolonie vor der katalytischen CO-Konvertierung den Anforderungen genügt. Aufgrund des Isothermreaktors und dessen Temperaturniveau von 280 °C ist es nur noch möglich MD-Sattdampf anstelle von HD-Sattdampf zu erzeugen und in den WDKL zu integrieren. Dies reduziert den energetischen Bruttowirkungsgrad und letztlich auch den energetischen Nettowirkungsgrad um -1,1 % (-0,4 %-

Punkte) auf 37,5 % bei um 0,5 %-Punkte gesteigertem C-Rückhaltegrad (95,9 % absolut) im Vergleich zum Basiskonzept.

In den Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser überlagern sich die durch die Quenchkonvertierung hervorgerufene Verringerung der HD- und MD-Dampferzeugung im ROGADE und der verringerte MD-Dampfbedarf für die katalytische CO-Konvertierung. Zwar wird im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser dadurch ein reduzierter energetischer Bruttowirkungsgrad erreicht, doch durch die Einsparung des Quenchgebläses kann hier zusammen mit dem durch den verringerten Restgasbedarf verringerten elektrischen Eigenbedarf der LZA eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrads erreicht werden. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kommt weiterhin positiv die MD-Sattdampferzeugung nach dem Isothermreaktor hinzu. Beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser kann der energetische Nettowirkungsgrad um geringe 1,0 % (0,4 %-Punkte) auf 39,8 % bei um 1,3 % erhöhtem C-Rückhaltegrad gesteigert werden. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird eine Steigerung um sehr hohe 8,5 % (3,5 %-Punkte) auf 44,9 % bei um 1,0 % erhöhtem C-Rückhaltegrad erreicht.

Mit der Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades geht bei allen Konzepten mit ROGADE ein Anstieg der Nettostromerzeugung einher. Diese beträgt beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser 1,7 % (+5,9 MW; 361,7 MW absolut) und beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser 2,0 % (+7,1 MW; 367,3 MW absolut). Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser weist einen geringeren energetischen Nettowirkungsgrad und damit eine geringere Nettoleistung von 332,8 MW (-0,4 %; -1,5 MW) auf.

Mit Integration der Quenchkonvertierung kann bei allen Konzepten ein erhöhter C-Rückhaltegrad erreicht werden. Dieser führt jeweils zu einer verringerten spezifischen CO₂-Emission. Der C-Rückhaltegrad und die spezifische CO₂-Emission liegen beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser auf vergleichbar hohem Niveau gegenüber dem Basiskonzept (95,9 %; 43,3 kg/MWh) trotz verringertem energetischem Nettowirkungsgrad. Die Konzepte mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser weisen selbst ohne zweiten adiabat betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktor aufgrund der Quenchkonvertierung einen gesteigerten C-Rückhaltegrad und eine verringerte spezifische CO-Emission auf (Konzept mit Shell-Typ-Vergaser: 94,7 % und 53,1 kg/MWh / Konzept mit HTW-Typ-Vergaser: 79,4 % und 182,8 kg/MWh).

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass eine Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung in allen Konzepten mit ROGADE zu einer Steigerung des energetischen Gesamtwirkungsgrades führt. Im besonderen Maße findet eine Steigerung beim Konzept mit Wirbelschichtvergasung statt. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergasung hingegen sinkt der energetische Nettowirkungsgrad. Hier ist es ratsam auf Quenchkonvertierung und Isothermreaktor zu verzichten. Bei Konzepten mit Flugstromvergasung kann eine Verringerung der Investitionskosten erfolgen.

4.4 Konservative Annahmen zum Stand der Technik im Jahr 2025

Es wird untersucht, welche Auswirkungen eine konservative Ausführung der Einzelkomponenten mit Stand der Technik im Jahr 2025 auf den Gesamtprozess hat. Dabei werden Möglichkeiten zur Wirkungsgradsteigerung in Form einer verbesserten technischen Ausführung untersucht. Den Potenzialkonzepten wird eine Vielzahl veränderter Randbedingungen gegenüber den Basiskonzepten aufgetragen. Hauptveränderungen sind: isotherm betriebener CO-Konvertierungs-Reaktor, GT der H-Klasse, Dampfüberhitzung im konvektiven Rohgaskühler sowie gesteigerte Komponentenwirkungsgrade und Dampfparameter. Es werden drei Potenzialkonzepte mit konservativen Annahmen zum Stand der Technik im Jahr 2025 (Tabelle 4-2) gegenüber den Basiskonzeptannahmen erarbeitet:

- 19 – Siemens-2025-konservativ,
- 20 – Shell-2025-konservativ und
- 21 – HTW-2025-konservativ.

Tabelle 4-13: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte gegenüber Basiskonzepten

Technische Ausführung	„Basiskonzepte“	„2025-konservativ“
ROGADE		
Dampfparameter	ohne Dampfüberhitzung	Dampfüberhitzung auf maximal 600 °C
Katalytische CO-Konvertierung		
Betriebsweise 1. Reaktor	adiabat	isotherm
Betriebsweise 2. Reaktor	adiabat	adiabat oder kein Reaktor ¹⁾
DGV nach 2. Reaktor	>0,6	keine Beschränkung ²⁾
CO₂-Verdichter		
$\eta(is)$	85,0 %	88,0 %
Entspannungsturbine		
$\eta(is)$	88,0 %	90,0 %
Gasturbine		
GT-Klasse	F-Klasse	H-Klasse
Brenngaszusammensetzung	Hu = 9.000 kJ/kg	Hu = >9.000 kJ/kg bei H ₂ = max. 70 Vol.-% ³⁾
TIT	1.250 °C	1.330 °C ⁴⁾
AHDE		
$\Delta T(TOT \text{ und Dampfüberhitzung})$	25 K	25 K und max. 600 °C ⁵⁾
WDKL		
p HD-Dampf	150 bar	180 bar
$\eta(is)$ HD-Dampfturbine	88,0 %	90,0 %
$\eta(is)$ MD-Dampfturbine	92,0 %	94,0 %
$\eta(is)$ ND-Dampfturbine	88,0 %	90,0 %
p Kondensat	40 mbar	35 mbar

¹⁾ um einen gegenüber den Basiskonzepten vergleichbaren C-Rückhaltegrad zu erreichen

²⁾ H₂O/CO-Verhältnis vor erstem Reaktor mind. 1,5

³⁾ höhere Toleranz für H₂-Brenngasgehalt (geringere Verdünnung erforderlich) → H₂-Brenngasgehalt wird durch Zuführung von N₂ und Wasserdampf auf einheitliche 70 Vol. % geregelt. Bedarf an N₂-Restgas gegen 0

⁴⁾ und weitere Parameter

⁵⁾ aufgrund erhöhtem TOT-Niveaus

Die Änderungen haben Auswirkungen auf die Gaskonditionierung, die GT, die LZA und deren Integrationsgrad sowie den WDKL inklusive AHDE und Dampfturbine. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-14 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung, der CO-Konvertierung und der Ergebnisse der Exergiebilanz sind im Anhang C zu finden.

Tabelle 4-14: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

Konzepte		19 - Siemens	20 - Shell	21 - HTW
Bilanzgrenze Gesamtprozess		„2025-konservativ“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm., Vergaser)	[MW(th)]	1.243	1.244	1.189
P(el., GT)	[MW(el)]	346,7	347,7	345,9
P(el., DT)	[MW(el)]	200,7	276,7	246,7
P(el., ET)	[MW(el)]	9,4	4,8	3,0
$\Sigma P(\text{el., brutto})$	[MW(el)]	556,8	629,2	595,6
$\eta(\text{brutto, Hu})$	[%]	51,3	57,9	57,4
Eigenbedarf				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	23,86	31,07	23,11
Gasreinigung und Schwefelaufbereitung	[MW(el)]	1,89	0,96	0,76
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	18,66	18,35	13,83
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	34,27	33,19	25,83
Luftzerlegung	[MW(el)]	34,37	47,70	29,80
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	11,13	12,58	11,85
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,62
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	8,87	8,88	8,48
$\Sigma P(\text{el., Eigenbedarf})$	[MW(el)]	133,05	152,73	116,29
P(el., netto)	[MW(el)]	423,70	476,41	479,36
$\eta(\text{netto, Hu})$	[%]	39,0	43,8	46,2
C-Eintrag	[kg/s]	32,76	32,80	31,33
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	31,32	30,25	23,50
C-Rückhaltegrad	[%]	95,6	92,2	75,0
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	44,9	70,6	215,4

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Mit der Einbringung einer verbesserten technischen Ausführung zum Stand der Technik 2025 ist eine Steigerung der elektrischen Nettoleistung und des energetischen Nettowirkungsgrades möglich. Diese ist besonders groß bei Konzepten mit ROGADE. Der C-Rückhaltegrad kann je nach Investitionsaufwand gesteigert oder aber leicht verringert werden. Eine Reduzierung der Anlagenverschaltung und -komplexität ist jedoch kaum möglich.

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades weist das Konzept

mit HTW-Typ-Vergaser einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 2,4 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vergleichsweise große 7,2 %-Punkte.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so sind bezüglich der technischen Ausführung große Veränderungen festzustellen. Der ROGADE wird mit einer Überhitzerstufe ausgestattet, in die katalytische CO-Konvertierung wird ein Isothermreaktor integriert und die GT weist eine höhere Leistungsklasse auf. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser kann auf die Sättigungskolonnen im KS-KL der CO-Konvertierung verzichtet werden. Eine Kühlungskolonne ist weiterhin erforderlich. Die im KS-KL abgeführte Wärme kann wie gewohnt in den Sättigungskreislauf zur Reingasmodifizierung verschoben werden. Weiterhin wird der Dampferzeuger nach dem Isothermreaktor nur noch als MD-Dampferzeuger ausgeführt. Eine Dampfzugabe vor der katalytischen CO-Konvertierung entfällt. Um einen gegenüber dem Basiskonzept etwa vergleichbaren C-Rückhaltegrad zu erreichen, wird dem Konzept mit Shell-Typ-Vergaser ein adiabat betriebener zweiter Reaktor zur CO-Konvertierung nachgeschaltet. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser entfällt wie beim Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser ein solcher zweiter Reaktor und nach dem Isothermreaktor kann zusätzlich ein MD-Sattdampferzeuger installiert werden, da aufgrund des ausreichenden $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}$ -Verhältnisses im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung, die erforderliche Wärmeverschiebung in den KS-KL verringert ist. Weiterhin kann in allen Konzepten nahezu immer auf eine Restgaszuführung verzichtet werden, so dass eine geringere Integration und damit Komplexität des Gesamtprozesses ermöglicht wird.

Thermodynamisch hat eine verbesserte technische Ausführung unterschiedlich erhöhte Wirkungsgrade zur Folge.

Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird wie auch im Basiskonzept kein MD-Dampf vor der katalytischen CO-Konvertierung zugegeben. Durch den gegenüber beiden anderen Konzepten erhöhten Feuchtegehalt im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung ist ein etwas erhöhter C-Rückhaltegrad möglich. Aufgrund des Isothermreaktors und dessen Temperaturniveau von 280 °C ist es nur noch möglich MD-Dampf anstelle von HD-Dampf zu erzeugen und in den WDKL zu integrieren. Dies wird jedoch durch die höhere Wertschöpfung im WDKL aufgrund der höheren TOT der GT und weiteren Effizienzverbesserungen überlagert, so dass eine Steigerung der Bruttoleistung und des energetischen Bruttowirkungsgrades möglich ist. Durch den verringerten Restgasbedarf und die verbesserten Teilanlagenwirkungsgrade kann so der energetische Nettowirkungsgrad um 1,1 %-Punkte (2,9 %) auf 39,0 % bei um 0,5 %-Punkte erhöhtem C-Rückhaltegrad (95,6 % absolut) gesteigert werden.

In den Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser kann durch die Dampfüberhitzung im ROGADE, der höheren TOT der GT und dem verringerten MD-Dampfbedarf für die katalytische CO-Konvertierung eine Steigerung der energetischen Wertschöpfung des WDKL erfolgen. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kommt weiterhin positiv die MD-Dampferzeugung nach dem Isothermreaktor hinzu. Daher wird jeweils ein erhöhter Bruttowirkungsgrad erreicht. Dieser und der durch den verringerten Restgasbedarf und die verbesserten Teilanlagenwirkungsgrade reduzierte elektrische Eigenbedarf führen zu einer Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser um hohe 11,2 % (4,4 %-Punkte) auf 43,8 % bei um 1,4 % verringertem C-Rückhaltegrad und beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser um hohe 11,6 % (4,8 %-Punkte) auf 46,2 % bei um 4,3 % verringertem C-Rückhaltegrad.

Die Nettostromerzeugung kann aufgrund des Einsatzes einer GT höherer Anlagenklasse jeweils gegenüber dem Basiskonzept um etwa 30 % gesteigert werden (Siemens-Typ-Vergaser: +26,7 %, +89,4 MW / Shell-Typ-Vergaser: +33,9 %, +120,6 MW / HTW-Typ-Vergaser: +32,0 %, +115,2 MW). Der C-Rückhaltegrad und die spezifische CO₂-Emission liegen bei allen Konzepten mit Flugstromvergasung auf vergleichbar hohem Niveau gegenüber dem Basiskonzept (Siemens-Typ-Vergaser: 95,6 %, 44,9 kg/MWh / Shell-Typ-Vergaser: 92,2 %, 70,6 kg/MWh). Aufgrund des eingesparten zweiten adiabaten CO-Konvertierungs-Reaktors im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird hier ein geringerer C-Rückhaltegrad erreicht. Dieser verursacht trotz Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades eine um 8,0 % erhöhte spezifische CO₂-Emission (215,4 kg/MWh).

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass die Einbindung neuer Anlagentechniken mit gesteigerter Anlageneffizienz zu einer hohen Steigerung des Gesamtwirkungsgrades beiträgt. Weiterhin können unter Inkaufnahme einer geringfügigen Verringerung des C-Rückhaltegrades bei der katalytischen CO-Konvertierung Investitions- und Betriebskosten eingespart werden. Für das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser besteht zudem die Möglichkeit auf einen modernen und vergleichsweise teuren Isothermreaktor zu verzichten, da damit konzeptspezifisch keine Wirkungsgradsteigerung (MD-Dampfeinsparung) möglich ist.

4.5 Innovatives Potenzial zum Stand der Technik im Jahr 2025

Es wird untersucht, welche Auswirkungen eine innovative Sauerstoffbereitstellung zum Stand der Technik im Jahr 2025 auf den Gesamtprozess hat. Hierzu wird in den konservativen Potenzialkonzepten zum Stand der Technik im Jahr 2025 zur Sauerstoffbereitstellung der ITM-Prozess anstelle einer LZA betrachtet. Dieser wird in den GT-Prozess integriert. Es werden drei Potenzialkonzepte mit innovativen Annahmen zum Stand der Technik im Jahr 2025 (Tabelle 4-15) gegenüber den Basiskonzeptannahmen erarbeitet:

- 22 – Siemens-2025-innovativ,
- 23 – Shell-2025-innovativ und
- 24 – HTW-2025-innovativ.

Tabelle 4-15: Auslegungsänderungen Potenzialkonzepte „2025-innovativ“ gegenüber Potenzialkonzepten „2025-konservativ“

Technische Ausführung	„2025-konservativ“	„2025-innovativ“
<i>O₂-Bereitstellung</i>		
Technologie	kryogene LZA	in GT und WDKL integrierter ITM-Prozess
<i>N₂-Bereitstellung</i>		
Technologie	kryogene LZA	über LZA zur N ₂ -Erzeugung (oder ‚over the fence‘)

Die Integration einer ITM hat vielfältige Auswirkungen auf die Gasturbine und den Gesamtprozess. Eine Gegenüberstellung der energetischen Gesamtbilanz ist in Tabelle 4-16 gegeben. Eine vergleichende Darstellung der spezifischen elektrischen Leistung, der CO-Konvertierung und der Ergebnisse der Exergiebilanz sind im Anhang C zu finden.

Tabelle 4-16: Gesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

Konzepte Bilanzgrenze Gesamtprozess		22 - Siemens	23 - Shell	24 - HTW
		„2025-innovativ“		
Vergasungstechnologie		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Rohgaskühlung		Wasser-Quench	Gas-Quench und ROGADE	ROGADE
Q(therm., Vergaser)	[MW(th)]	1.379	1.356	1.245
P(el, GT)	[MW(el)]	386,1	350,3	343,3
P(el, DT)	[MW(el)]	223,8	318,8	262,6
P(el, ET)	[MW(el)]	entfällt	entfällt	entfällt
$\sum P(el, brutto)$	[MW(el)]	609,9	669,1	605,9
$\eta(brutto, Hu)$	[%]	50,6	56,5	55,7
<u>Eigenbedarf</u>				
Vergasungsstoffaufbereitung und Vergasung	[MW(el)]	26,47	33,85	24,20
Gasreinigung und Schwefel-aufbereitung	[MW(el)]	2,09	1,03	0,78
Sauergasabtrennung	[MW(el)]	20,70	19,99	14,49
CO ₂ -Verdichtung	[MW(el)]	38,02	36,19	27,06
Luftzerlegung	[MW(el)]	17,21	20,27	12,39
GuD-Betrieb ¹⁾	[MW(el)]	12,20	13,38	12,12
ZWSF	[MW(el)]	entfällt	entfällt	2,74
Neben- und Kleinanlagen ²⁾	[MW(el)]	9,84	9,68	8,89
$\sum P(el, Eigenbedarf)$	[MW(el)]	126,52	134,39	102,65
P(el, netto)	[MW(el)]	483,36	534,72	503,26
$\eta(netto, Hu)$	[%]	40,1	45,2	46,3
C-Eintrag	[kg/s]	36,34	35,73	32,81
C-Abtrennung (CO ₂)	[kg/s]	34,75	32,95	24,61
C-Rückhaltegrad	[%]	95,6	92,2	75,0
Spez. CO₂-Emission	[kg/MWh]	43,6	68,6	214,8

¹⁾ 2,0 % der elektrischen Leistung von Gas- und Dampfturbine (Prozess mit Kühlturm) ²⁾ 144 kW pro kg/s TBK

Der Vergleich aller Potenzialkonzepte ergibt eine vergleichbare Bewertung wie die der Basiskonzepte in Kapitel 3.6. Aufgrund des höheren spezifischen Sauerstoffbedarfs der Konzepte mit Flugstromvergasung ist der Unterschied zum Konzept mit Wirbelschichtvergaser verringert. Unabhängig davon weist auch hier das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser aufgrund des geringeren C-Rückhaltegrades einen deutlich höheren energetischen Nettowirkungsgrad gegenüber beiden Konzepten mit Flugstromvergasung auf. Die Differenz zum Konzept mit Shell-Typ-Vergaser beträgt 1,1 %-Punkte und zum Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser vergleichsweise große 6,2 %-Punkte. Dabei ist zu erwähnen, dass das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser nun das erste Mal einen ideologisch bedeutsamen energetischen Nettowirkungsgrad von >40 % (40,1 %) aufweist.

Werden die Potenzialkonzepte mit den Basiskonzepten verglichen, so sind bezüglich der technischen Ausführung weit reichende Veränderungen festzustellen. Zu den bereits in Kapi-

tel 4.4 (Potenzialkonzepte „2025-konservativ“) erwähnten Veränderungen, kommt hinzu, dass in die GT eine zusätzliche zweite Brennkammer zur Vorwärmung der komprimierten Kompressorluft eingearbeitet werden muss. Zusätzlich besteht Bedarf an einen O_2 -Verdichter und einer LZA zur N_2 -Bereitstellung, sowie Bedarf an ND-Dampf aus dem WDKL. Ein Dampferzeuger kann zur Abkühlung des von der ITM kommenden O_2 -beladenen Transportstromes dienen und der erzeugte MD-Dampf kann dem WDKL zugeführt werden. Aufgrund des hohen Temperaturniveaus des bereitgestellten O_2 -Stromes, entfällt dessen Vorwärmung. Die überschüssige Wärme kann zur Vorwärmung des N_2 -Stromes dienen und wird in den WDKL verschoben. Weiterhin entfällt durch die in den GT-Prozess integrierte ITM eine Entnahme von heißer komprimierter Luft aus dem GT-Kompressor. Daher kann auch auf eine Wärmeverschiebung der heißen Luft und eine Entspannungsturbine verzichtet werden. Zudem kann in allen Konzepten auf eine Restgaszuführung verzichtet werden, so dass eine geringere Integration und damit Komplexität des Gesamtprozesses ermöglicht wird.

Thermodynamisch hat eine verbesserte technische Ausführung unterschiedlich erhöhte Wirkungsgrade zur Folge.

Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird wie auch im Basiskonzept kein MD-Dampf vor der katalytischen CO-Konvertierung zugegeben. Durch den gegenüber beiden anderen Prozessen erhöhten Feuchtegehalt im Rohgas vor der katalytischen CO-Konvertierung ist ein etwas erhöhter C-Rückhaltegrad möglich. Aufgrund des Isothermreaktors und dessen Temperaturniveau von 280 °C ist es anschließend nur noch möglich MD-Dampf anstelle von HD-Dampf zu erzeugen und in den WDKL zu integrieren. Dies wird jedoch durch die höhere Wertschöpfung im WDKL aufgrund der höheren TOT der GT und weiteren Effizienzverbesserungen überlagert, so dass eine Steigerung der Bruttoleistung und des energetischen Bruttowirkungsgrades möglich ist. Durch den verringerten Restgasbedarf und die verbesserten Teilanlagenwirkungsgrade kann so der energetische Nettowirkungsgrad um 5,8 %-Punkte (2,2 %) auf 40,1 % bei um 0,5 %-Punkte erhöhtem C-Rückhaltegrad (95,6 % absolut) gesteigert werden.

In den Konzepten mit Shell- bzw. HTW-Typ-Vergaser kann durch die Dampfüberhitzung im ROGADE, der höheren TOT der GT und dem verringerten MD-Dampfbedarf für die katalytische CO-Konvertierung eine Steigerung der energetischen Wertschöpfung des WDKL erfolgen. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser kommt weiterhin positiv die MD-Dampferzeugung nach dem Isothermreaktor hinzu. Daher wird jeweils ein erhöhter energetischer Bruttowirkungsgrad erreicht. Dieser und der durch den verringerten Restgasbedarf und die verbesserten Teilanlagenwirkungsgrade reduzierte elektrische Eigenbedarf führen zu einer Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser um hohe 14,7 % (5,8 %-Punkte) auf 45,2 % bei um 1,4 % verringertem C-Rückhaltegrad und beim

Konzept mit HTW-Typ-Vergaser um hohe 11,8 % (4,9 %-Punkte) auf 46,3 % bei um 4,3 % verringertem C-Rückhaltegrad.

Die Nettostromerzeugung kann aufgrund des Einsatzes einer GT höherer Anlagenklasse und des verringerten elektrischen Eigenbedarfs jeweils um 40 bis 50 % gesteigert werden (Siemens-Typ-Vergaser: +44,6 %, +149,1 MW / Shell-Typ-Vergaser: +50,3 %, +178,9 MW / HTW-Typ-Vergaser: +39,7 %, +143,1 MW). Der C-Rückhaltegrad und die spezifische CO₂-Emission liegen bei allen Konzepten mit Flugstromvergasung auf vergleichbar hohem Niveau gegenüber dem Basiskonzept (Siemens-Typ-Vergaser: 95,6 %, 43,6 kg/MWh / Shell-Typ-Vergaser: 92,2 %, 68,6 kg/MWh). Aufgrund des eingesparten zweiten adiabaten betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktors im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird hier ein geringerer C-Rückhaltegrad erreicht. Dieser verursacht trotz Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades eine um 3,2 % erhöhte spezifische CO₂-Emission (214,8 kg/MWh).

Gegenüber den Potenzialkonzepten „2025-konservativ“ ist eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades (Siemens-Typ-Vergaser: +2,8 %; +1,1 %-Punkte / Shell-Typ-Vergaser: +3,2 %; +1,4 %-Punkte / HTW-Typ: +0,2 %; +0,1 %-Punkte) bei gleichem C-Rückhaltegrad und damit verminderter spezifischer CO₂-Emission möglich (Siemens-Typ-Vergaser: -2,9 %; 43,6 kg/MWh / Shell-Typ-Vergaser: -2,8 %; 68,6 kg/MWh / HTW-Typ-Vergaser: -0,3 %; 214,8 kg/MWh). Der energetische Bruttowirkungsgrad ist jedoch geringer, da nun die GT und der WDKL Energie zur O₂-Bereitstellung beisteuern. Der elektrische Eigenbedarf der Gesamtprozesse ist dagegen reduziert. Es wird eine um bis zu 14 % erhöhte Nettoleistung erreicht (Siemens-Typ-Vergaser: +59,7 MW / Shell-Typ-Vergaser: + 58,3 MW / HTW-Typ-Vergaser: +27,9 MW).

Aus den Ergebnissen kann abgeleitet werden, dass die Einbindung neuer Anlagentechniken mit gesteigerter Anlageneffizienz, sowie die Integration einer ITM in den GT-Prozess zu einer hohen Steigerung des energetischen Gesamtwirkungsgrades beitragen. Weiterhin können unter Inkaufnahme einer geringfügigen Verringerung des C-Rückhaltegrades bei der katalytischen CO-Konvertierung Investitions- und Betriebskosten eingespart werden. Für das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser besteht zudem die Möglichkeit auf einen modernen und vergleichsweise teuren Isothermreaktor zu verzichten, da damit konzeptspezifisch keine Wirkungsgradsteigerung (MD-Dampfeinsparung) möglich ist. Die Konzepte mit Flugstromvergasung profitieren aufgrund des höheren spezifischen Sauerstoffbedarfs besonders hinsichtlich der effizienteren O₂-Erzeugungstechnik.

5 Zusammenfassung

Mit der Arbeit werden braunkohlegefeuerte IGCC-CCS-Kraftwerke gesamtheitlich beschrieben, deren Potenziale erarbeitet und mit ASPEN Plus™ sowie EBSILON® Professional simulativ abgebildet. Es kann gezeigt werden, dass ausgehend von Basiskonzepten braunkohlegefeuerter IGCC-CCS-Kraftwerke mit verschiedenen Potenzialen zum gegenwärtigen Stand der Technik sowie dem im Jahr 2025 Wirkungsgradsteigerungen sowie prozesstechnische Vereinfachungen möglich sind. Als Potenziale werden dabei verringerte Braunkohletrocknung, konservativere Annahmen der technologischen Auslegung als auch Modifizierungen der CO-Konvertierung, sowie für das Jahr 2025 konservative Annahmen und innovative Potenziale untersucht. Ausgangspunkt bildet eine Analyse von bestehenden und zukünftig erwarteten Prozesskomponenten braunkohlegefeuerter IGCC-CCS-Kraftwerke unter Berücksichtigung von drei unterschiedlichen Vergasungsverfahren (nach Siemens, nach Shell und dem HTW-Verfahren). Ein Vergleich von energetischem sowie exergetischem Nettowirkungsgrad (Hu) und C-Rückhaltegrad aller erarbeiteten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzepte kann Abbildung 5.1 und Abbildung 5.2 entnommen werden.

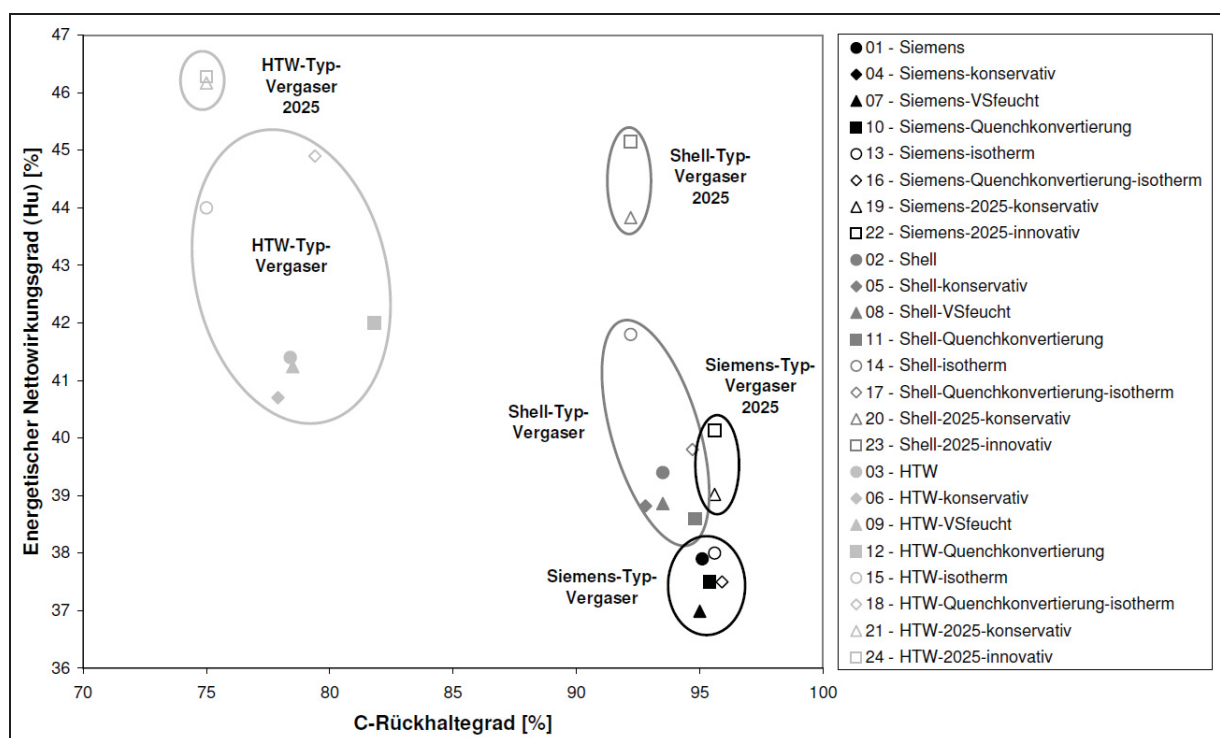


Abbildung 5.1: Vergleich von energetischem Nettowirkungsgrad (Hu) und C-Rückhaltegrad aller Konzepte

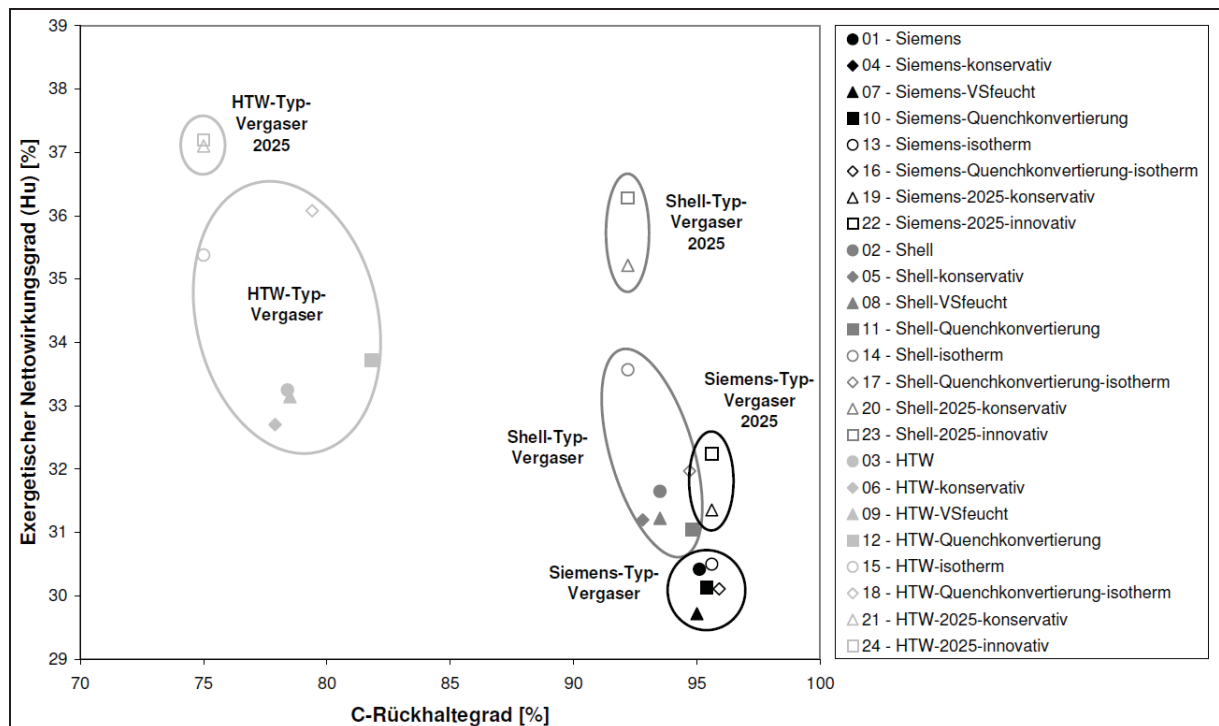


Abbildung 5.2: Vergleich von exergetischem Nettowirkungsgrad (Hu) und C-Rückhaltegrad aller Konzepte

Die thermodynamische Analyse der Basiskonzepte zeigt, dass das Konzept mit Wirbelschichtvergasungstechnologie HTW gegenüber den Konzepten mit Flugstromvergasung Siemens/Shell einen besonders hohen energetischen Nettowirkungsgrad von 41,4 % aufweist. Dieser liegt begründet in einem geringen spezifischen Sauerstoffbedarf, einer energetisch vorteilhaften Rohgaskühlung und der geringeren Anforderung an die Vergasungsstoffaufbereitung. Zudem wird der hohe energetische Nettowirkungsgrad durch einen geringen C-Rückhaltegrad von 78,4 % und damit erhöhten spezifischen CO₂-Emission erkauft. Der C-Rückhaltegrad bei Konzepten mit Flugstromvergasung ist >93,5 %. Anlagenspezifisch kann das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser gegenüber dem Konzept mit Shell-Typ-Vergaser (energetischer Nettowirkungsgrad von 39,4 %) im Bereich des ROGADE aufgrund des fehlenden Quenchgebläses einfacher ausgeführt werden. Als zusätzliche Anlagenkomponente muss jedoch eine ZWSF zur Nachbehandlung der kohlenstoffhaltigen Asche integriert werden. Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser zeichnet sich durch seine einfache Betriebsweise und robusten Rohgaskühlung aus, dies jedoch auf Kosten des energetischen Nettowirkungsgrades von geringen 37,9 %. Gegenüber diesem kann das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser durch eine verschlankte CO-Konvertierung ohne zusätzlichen Dampferzeuger überzeugen.

Die Untersuchung zur Auswirkung konservativerer Annahmen zum Konzeptaufbau gegenüber den Basiskonzepten zeigt, dass bei einem um 0,5 bis 0,8 % verringerten C-Rückhaltegrad nur ein verringerter energetischer Nettowirkungsgrad erreicht werden kann. Zwar kann über Gas- und Dampfturbine der Bruttowirkungsgrad gesteigert werden, doch aufgrund der geringeren Luftentnahme aus dem GT-Kompressor ist der elektrische Eigenbedarf der LZA

gegenüber den Basiskonzepten stark erhöht. Dies führt besonders bei Konzepten mit vergleichsweise hohem Sauerstoffbedarf (Flugstromvergasung) zu einem überproportional verringerten energetischen Nettowirkungsgrad. Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser erfährt dabei den höchsten Rückgang. Hier entfällt die HD-Dampferzeugung zwischen beiden adiabatisch betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktoren und eine geringe Menge an MD-Dampf wird für die katalytische CO-Konvertierung benötigt. Eine positive Verschlinkung des Gesamtprozesses erfahren dagegen die Konzepte mit HTW- und Shell-Typ-Vergaser, hier können die Entspannungsturbine und eine damit verbundene aufwendige Wärmeintegration in den WDKL entfallen. Konservativere Annahmen zum Konzeptaufbau haben geringste negative Auswirkungen beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser. Der energetische Nettowirkungsgrad ist um -0,7 %-Punkte auf 40,7 % reduziert und das Konzept weist ein verschlanktes Design mit geringerem Prozessverschaltungsgrad auf.

Die Untersuchung zur Auswirkung einer verringerten Braunkohletrocknung zeigt erwartungsgemäß, dass damit keine energetische Wirkungsgradsteigerung möglich ist. Insbesondere das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser weist eine starke Reduzierung um -0,9 %-Punkte auf 37,0 % auf. Das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird durch eine erhöhte Vergasungsstofffeuchte am geringsten beeinflusst. Hier geht der energetische Nettowirkungsgrad nur um -0,2 %-Punkte auf 41,2 % zurück. C-Rückhaltegrad und Nettostromerzeugung bleiben bei allen Konzepten nahezu unverändert. Eine verringerte Braunkohletrocknung hat keinen Einfluss auf Prozesskomponenten und deren Anlagenverschaltung. Zukünftige Untersuchungen sollten auf den Einfluss eines erhöhten Trocknungsaufwandes der WTA eingehen.

Die Untersuchung zur Auswirkung einer Quenchkonvertierung und damit einer in die Rohgaskühlung vorgelagerten CO-Konvertierung zeigt, dass nur beim Konzept mit Wirbelschichtvergasung eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades zu erwarten ist. Dabei ist insbesondere die Erhöhung des C-Rückhaltegrades auf 81,8 % hervorzuheben. Zwar steigert die spätere CO₂-Abtrennung und -Verdichtung den elektrischen Eigenbedarf, doch aufgrund des reduzierten MD-Dampfbedarfs für die katalytische CO-Konvertierung kann durch eine Quenchkonvertierung der energetische Nettowirkungsgrad um 0,6 %-Punkte auf 42,0 % erhöht werden. Bei Konzepten mit Flugstromvergasung liegt der energetische Nettowirkungsgrad aufgrund sich überlagernder Effekte und eines leicht erhöhten möglichen C-Rückhaltegrades auf niedrigerem Niveau gegenüber den Basiskonzepten. Trotz dessen ist eine Verbesserung der spezifischen CO₂-Emission möglich. Weiterhin ist bei Konzepten mit Flugstromvergasung eine Verringerung der Investitionskosten und Betriebskosten zu erwarten, da die katalytische CO-Konvertierung um bis zu 30 % geringer ausgeführt werden kann.

Die Untersuchung zur Auswirkung einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung zeigt, dass es in allen Konzepten zu einer Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades kommt. Dabei weisen die Konzepte mit Shell- und HTW-Typ-Vergaser die höchsten Wirkungsgradsteigerungen auf, sie liegen bei hohen 2,4 %-Punkten (41,8 %) im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser und 2,6 %-Punkte (44,0 %) im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser sollte auf einen modernen und vergleichsweise teuren Isothermreaktor verzichtet werden, da damit konzeptspezifisch keine deutliche Wirkungsgradsteigerung möglich ist.

Die Untersuchung zur Auswirkung einer Kombination von Quenchkonvertierung und isothermer katalytischer CO-Konvertierung zeigt, dass besonders bei Konzepten mit ROGADE eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades möglich ist. Auch hier zeichnet sich das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser durch eine überdurchschnittliche Wirkungsgradsteigerung um 3,5 %-Punkte auf 44,9 % aus. Im Konzept mit Shell-Typ-Vergaser kann auf eine Rohgasrezirkulation verzichtet werden. Durch die Quenchkonvertierung wird jedoch der besonders positive Effekt des Isothermreaktors negativ überlagert und zusätzlich die Wärmenutzung im ROGADE eingeschränkt. Gegenüber dem Basiskonzept ist eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades um 0,4 %-Punkte auf 39,8 % möglich. Diese fällt jedoch geringer im Vergleich zur Potenzialuntersuchung mit isothermer katalytischer CO-Konvertierung aus. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser sinkt der energetische Nettowirkungsgrad um -0,4 %-Punkte gegenüber dem Basiskonzept. Hier stellt die Kombination von Quenchkonvertierung und Isothermreaktor keine Möglichkeit zur Wirkungsgradsteigerung dar, es ist jedoch wie auch beim Konzept mit Shell-Typ-Vergaser von einer Verringerung der Investitionskosten auszugehen.

Die Untersuchung zur Auswirkung konservativer Annahmen zum Stand der Technik im Jahr 2025 zeigt, dass eine Steigerung des energetischen Nettowirkungsgrades und der elektrischen Nettoleistung möglich sind - besonders bei Konzepten mit ROGADE. So weist das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser einen um 4,4 %-Punkte auf 43,8 % erhöhten energetischen Nettowirkungsgrad auf. Beim Konzept mit HTW-Typ-Vergaser erfolgt eine Verbesserung um hohe 4,8 %-Punkte auf 46,2 %. Im Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser kann der energetische Nettowirkungsgrad nur um 1,1 %-Punkte auf 39,0 % gesteigert werden. In allen Konzepten könnte auf eine Restgaszuführung verzichtet werden, so dass eine geringere Integration und damit Komplexität des Gesamtprozesses ermöglicht wird. Mit Einsatz der GT höherer Anlagenklasse kann die Nettostromerzeugung um etwa 30 % angehoben werden. Investitions- und Betriebskosten können unter Inkaufnahme einer geringfügigen Verringerung des C-Rückhaltegrades bei der katalytischen CO-Konvertierung eingespart werden. Für das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser wird weiterhin empfohlen, auf einen modernen jedoch

vergleichsweise teuren Isothermreaktor zu verzichten, da damit konzeptspezifisch keine Wirkungsgradsteigerung möglich ist.

Die Untersuchung zur Auswirkung eines innovativen Potenzials zum Stand der Technik im Jahr 2025 zeigt, dass weitere Steigerungen des energetischen Nettowirkungsgrades gegenüber der Potenzialuntersuchung mit konservativen Annahmen möglich sind. Die Integration einer ITM in den GT-Prozess hat einen besonders positiven Einfluss auf die Konzepte mit hohem spezifischem Sauerstoffbedarf. Das Konzept mit Siemens-Typ-Vergaser weist erstmals einen energetischen Nettowirkungsgrad $>40\%$ ($40,1\%$) auf und das Konzept mit Shell-Typ-Vergaser erfährt eine Steigerung um $5,8\%$ -Punkte auf $45,2\%$. Der C-Rückhaltegrad bleibt bei den Konzepten mit Flugstromvergasung auf gleichbleibend hohem Niveau. Im Konzept mit HTW-Typ-Vergaser wird auf einen zweiten adiabaten betriebenen CO-Konvertierungs-Reaktor verzichtet, da damit nur ein minimaler Anstieg des CO-Umsatzes möglich ist. Damit geht eine weitere Reduzierung des vergleichsweise geringen C-Rückhaltegrades einher. Aus diesem Grunde weist das Konzept mit HTW-Typ-Vergaser einen um hohe $4,9\%$ -Punkte ($46,3\%$) gesteigerten energetischen Nettowirkungsgrad auf, bei um $4,3\%$ verringertem C-Rückhaltegrad. In allen Konzepten kann auf eine Restgaszuführung verzichtet werden, so dass eine geringere Integration und damit Komplexität des Gesamtprozesses ermöglicht wird. Darüber hinaus wird die Nettostromerzeugung aufgrund des Einsatzes einer GT höherer Anlagenklasse und des verringerten elektrischen Eigenbedarfs um 40 bis 50% gesteigert.

Unabhängig von den gefundenen Potenzialen sollen zukünftige IGCC-CCS-Kraftwerke eine möglichst geringe Komplexität aufweisen, um die gegenüber konventionellen Kraftwerken geringer erwartete Verfügbarkeit zu steigern. Hierzu sind besonders Vergasungstechnologien mit Wasser-Quench sowie Anlagenverschaltungen mit geringer Interaktion von Gaskonditionierung und WDKL vorteilhaft. Konzepte mit Siemens-Typ-Vergaser weisen diese Vorteile auf und zeigen zudem, dass innerhalb des KS-KL auf Sättigungskolonnen und MD-Dampfzufuhr verzichtet werden kann. Zum gegenwärtigen Stand der Technik werden jedoch nur energetische Nettowirkungsgrade von $<38\%$ erreicht. Weiterhin führt darin eine Quenchkonvertierung zu einem verminderten energetischen und exergetischen Nettowirkungsgrad und zu keiner weiteren Verschlinkung des Gesamtprozesses. Lediglich die Integration einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung bewirkt einen marginal gesteigerten Wirkungsgrad und legt den Verzicht auf einen zweiten CO-Konvertierungs-Reaktor nahe.

Komplexere IGCC-CCS-Kraftwerke weisen einen energetisch vorteiligen ROGAE auf. Zudem zeigen Konzeptbetrachtungen, dass es oft möglich ist, eine wirkungsgradsteigernde Sattedampferzeugung nach einer adiabaten katalytischen CO-Konvertierung zu installieren.

Die Integration einer Quenchkonvertierung führt zu keiner Prozessvereinfachung, jedoch in Kombination mit einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung verstärkt zum Wegfall von Sättigungskolonnen, MD-Dampfzufuhr und zweitem CO-Konvertierungs-Reaktor. Dabei weisen Konzepte mit Wirbelschichtvergasung eine Erhöhung des energetischen Nettowirkungsgrades auf. Die alleinige Integration einer isothermen katalytischen CO-Konvertierung verschlankt das Gesamtsystem nicht, führt jedoch bei Konzepten mit Flugstromvergasung zu einem mitunter stark gesteigerten energetischen und exergetischen Nettowirkungsgrad.

Es wird empfohlen die Konzepte mit innovativem Potenzial zum Stand der Technik im Jahr 2025 um eine Quenchkonvertierung zu erweitern, um deren Einfluss auf Wirkungsgrad und Anlagenkomplexität zu untersuchen. Weiterhin werden mit einer Quenchkonvertierung energetische und ökonomische Vorteile erwartet, wenn die bei den betrachteten Vergasungstechnologien entstehenden Synthesegase anschließend chemisch verwertet werden. Eine vorgelagerte Teilkonvertierung reicht gegebenenfalls aus, um ein gewünschtes H_2/CO -Verhältnis im Synthesegas zu generieren. Zukünftige Betrachtungen der stofflichen Nutzung des bei der Vergasung entstehenden Rohgases sollten daher Untersuchungen zur Integration einer Quenchkonvertierung einschließen.

Literatur

- [1] UMWELTBUNDESAMT: *Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix 1990-2010 und erste Schätzungen 2011*. Fachgebiet I 2.5 Energieversorgung und -daten. Dessau-Roßlau: April 2012
- [2] *Zukünftige Energieversorgung in Europa – Lösungen sind vorhanden*. In: BWK 11/60. 2008
- [3] BMWi: *Empfehlungen des COORETEC-Beirates zur Förderung von Forschung und Entwicklung CO₂-emissionsarmer Kraftwerkstechnologien und CO₂-Abscheide- und Speichertechnologien*. Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie. April 2009
- [4] BIMBAUM, U.; BONGARTZ, R.; LINSEN, J.; MARKEWITZ, P.; VÖGELE, S.: *STE-Research Report 01-2010*. Institut für Energieforschung. Jülich: 2010
- [5] NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY; DEPARTMENT OF ENERGY: *Gasification Database 2004*. <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database/database.html>
- [6] KOROBOV, D.: *Untersuchung der Wirkungsgradpotenziale von IGCC-Kraftwerkskonzepten*. Freiburger Forschungsheft A876 Energie, Technische Universität Freiberg, 2003. ISBN 3-86012-205-3
- [7] *Gas Turbine World*. Vol. 35, Nr. 1. USA. Pequot Publication. 2007. ISSN 0746-4134
- [8] GRÄBNER, M.; RAUCHFUß, H.; OGRISECK, S.; VON MORSTEIN, O.; KUSKE, E.; RAPPOLD, D.; GÜNSTER, W.; GRAEBER, C.; BEYSEL, G.; ALEKSEEV, A.; BUSCHSIEWEKE, F.; KOROBOV, D.; RIEDL, K.; RAINER, H.; MEYER, B.: *Project Results of COORIVA – Constructability Investigations on a German Reference IGCC with CO₂-Capture for 2015*. 3rd International Freiberg Conference on IGCC & Xtl Technologies / CCT 2009. Dresden: 18.-20.5.2009
- [9] HENDRIKS, C., GRAUS, W.: *Global Carbon Dioxide Storage Potenzial and Costs*. ECOFYS 2004. Report EEP-02001
- [10] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA): *Potenzial for Improvement in Gasification Combined Cycle Power Generation with CO₂ capture*. Greenhouse Gas R&D Programme. March/May 2003. Report PH4/19
- [11] U.S. DEPARTMENT OF ENERGY; OFFICE OF FOSSIL ENERGY; U.S. DEPARTMENT OF ENERGY/NETL: *Evaluation of Innovative Fossil Fuel Power Plants with CO₂ Removal*. Pittsburgh: 2000. Report 1000316

- [12] U.S. DEPARTMENT OF ENERGY; OFFICE OF FOSSIL ENERGY; U.S. DEPARTMENT OF ENERGY/NETL: *Updated Cost and Performance Estimates for Fossil Fuel Power Plants with CO₂ Removal*. Pittsburgh: 2002. Report 1004483
- [13] HARTUNG, M.: *Das IGCC-CCS-Kraftwerk: Innovation für den Klimaschutz*. Forum für Zukunftsenergien. Berlin: September 2008
- [14] DEUTSCHES INSTITUT FÜR NORMUNG E. V.: *Gasturbinen, Abnahmeregeln für Gasturbinen, Grundlagen, DIN 4341 Teil 1*. Normenausschuss Maschinenbau (NAM) im DIN Deutsches Institut für Normung e. V.. 1979
- [15] CERBE, G.; HOFFMANN, H.-J.: *Einführung in die Thermodynamik*. 12., verb. Aufl. München: Hanser, 1999. ISBN 3-446-21110-1
- [16] WITTE, U.: *Dampferzeugertechnik*. 25., überarb. und erw. Auflage. Essen: Vulkan-Verlag, 1992. ISBN 3-8027-2510-7
- [17] BAEHR, H. D.: *Thermodynamik: Eine Einführung in die Grundlagen und ihre technischen Anwendungen*. 8. Auflage, Berlin: Springer, 1992. ISBN 3-540-54672-3
- [18] FRATZSCHER, W.; BRODJANSKIJ, V. M.; MICHALEK, K.: *Exergie – Theorie und Anwendung*. 1. Auflage, Leipzig: VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1986. ISBN 3 342 00091-0
- [19] ASPEN PLUS™: *Reference Manual, Version 13.1*. 11/2004
- [20] EBSILON® PROFESSIONAL: *Dokumentation, Version 6.0*. 11/2007
- [21] BARIN, I.: *Thermochemical data of pure substances*. Weinheim: Wiley-VCH, 1989. ISBN 3-527-27815-5
- [22] GUMZ, W.: *Vergasung fester Brennstoffe, Stoffbilanz und Gleichgewicht*. Berlin: Springer-Verlag, 1952
- [23] ZUIDVELD, P.L.: *Gasification and syngas production - fundamentals, modelling and technologies*. Information aus einer Präsentation zur Vergasungstechnologie nach Shell. Präsentation anlässlich einer Vergasungsschulung am IEC TU Bergakademie Freiberg. 23.-27.10.2006
- [24] VAN DER PLOEG, R.; GROOTVELD, G.; FLEYS, M.; DEPREZ, L.: *Shell Coal Gasification Process for Power - Nuon Magnum Power Initiative 1200 MWe multi-feed IGCC*. Präsentation zur 2. Internationalen Freiberg Konferenz zu IGCC & Xtl. Freiberg: 2007
- [25] *Kombikraftwerk mit GSP-Flugstromvergasung*. Informationsbroschüre Brennstoffinstitut Freiberg im VEB Gaskombinat "F. Selbmann". Deutsche Babcock Werke AG

- [26] *Kombikraftwerk mit GSP-Flugstromvergasung*. Babcock des Brennstoffinstitutes in Freiberg. Werbebroschüre
- [27] HOFMANN, D.; JOCKENHÖVEL, T.; ROSENBAUER, G.: *Carbon Capture Technologies for the European Market*. VGB PowerTech Vol. 88. Juli 2008. ISSN 1435-3199
- [28] *Vergasung von Biomasse oder Kohle in der Zirkulierenden Wirbelschicht, Ein neuer Weg zur Erzeugung von Heiz- und Synthesegas*. Lurgi. Firmenschrift
- [29] HILLER, H.; ET AL.: *Gas production*. Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry. 6th edition. Weinheim: VCH Verlagsgesellschaft, 2011. ISBN: 9783-5273-06732
- [30] TAKEMATS, T.; MAUDE, CH.: *Coal gasification for IGCC power generation*. IEA Coal Research. London: 1991. ISBN 92-9029-190-7
- [31] CARGILL, P.; ET AL.: *Piñon Pine IGCC project*. Final technical report. The U.S. Department of Energy. Sparks: Januar 2001. DE-FC-21-92MC29309
- [32] BUCKO, Z., ENEGLHARD, J., WOLFF, J., VIERRATH, H.: *400 MWe IGCC Power Plant with HTW Gasification in the Czech Republic*. 1999 Gasification Technologies Conference. San Francisco: Oktober 1999
- [33] SCHMALFELD, J.; TWIGGER, C.: *Erfahrungen mit dem Betrieb der Dampf-Wirbelschicht-Trocknungsanlage Loy Yang, Australien*. VDI Berichte Nr. 1280. Düsseldorf: VDI Verlag, 1996. ISBN 3-18-091280-4
- [34] ELSER, R.; BLUMENTHAL, U.; WICK, W.; EWERS, J.: *Wirkungsgradverbesserung neuer Braunkohlekraftwerke durch vorgeschaltete Trocknung*. VDI Berichte Nr. 1280. Düsseldorf: VDI Verlag, 1996. ISBN 3-18-091280-4
- [35] BUSCHSIEWEKE, F.: *Dampfwirbelschichttrocknung von Braunkohle*. Dissertation. Universität Stuttgart. 2005
- [36] STRAUß, K.; BERGER, S.; BERGINS, CHR.; BIELFELDT, F. B.; ERKEN, M.; HOFFMANN, M.: *Mechanisch/Thermische Entwässerung als Vortrocknungsstufe für braunkohlegefeuerte Kraftwerke*. VDI Berichte Nr. 1280. Düsseldorf: VDI Verlag, 1996. ISBN 3-18-091280-4
- [37] KLUTZ, H.-J.; EWERS, J.: *Entwicklung der WTA-Feinkorntrocknung*. VDI Berichte Nr. 1495. Köln: VDI Verlag, 1999. ISBN 3-18-091495-4
- [38] WEBER, T.; TROMPELT, M.; MEYER, B.: *Aufbereitung und Trocknung von Braunkohle für den Einsatz in Vergasungssystemen*. Studienarbeit. Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen. TU Bergakademie Freiberg. 2007

- [39] SCHWENDIG, F.: *Braunkohletrocknung – Ein Grundbaustein für CO₂-arme Kraftwerkstechnik*. Vortrag im Rahmen „Konventionelle Kraftwerke – Technikrends und zukünftige Entwicklungen“. RWE Power AG. Nürnberg: Oktober 2005
- [40] KLUTZ, H.-J.; KLÖCKER, K.-J.; LAMBERTZ, J.: *Das WTA-Verfahren als Vortrocknungsstufe für moderne Kraftwerkskonzepte auf Basis Braunkohle*. VGB Kraftwerkstechnik 76/3, S. 224ff. 1996
- [41] KLUTZ, H.-J.; HOLZENKAMP, M.: *Verfahren und Anlagen zur Braunkohletrocknung*. VDI-Bericht 1280, S. 91ff. 1996
- [42] *Forschung und Entwicklung für BOA-Plus: Pilottrocknungsanlage Niederaußem*. RWE Energie AG. Informationsbroschüre
- [43] BÖCKER, D.; KLÖCKER, K.-J.; KLUTZ, H.-J.: *Das WTA-Verfahren zur Braunkohletrocknung für Kombi-Kraftwerke*. BWK41/5, S. 231ff. 1989
- [44] KLUTZ, H.-J.; KLÖCKER, K.-J.; LAMBERTZ, J.: *Die Rheinbraun-WTA-Trocknungstechnik - Entwicklung und erste Betriebsergebnisse der WTA Demonstrationsanlage*. Braunkohle 6, S.4ff. 1994
- [45] *Vergleich HTW-PHTW*. Studie des IEC TU Bergakademie Freiberg für Vattenfall Europe Generation. unveröffentlicht. 2005
- [46] HUSEMANN, K.: *Mechanische Verfahrenstechnik*. Vorlesungsskript Prof. Husemann. TU Bergakademie Freiberg. 2004
- [47] HASSA, R.: *Stand der Abtrennung von CO₂ aus fossil befeuerten Kraftwerken*. VGB PowerTech, ; S. 28-30. August 2008
- [48] HIGMAN, C.: *Die Verfügbarkeit von Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)-Kraftwerken*. COORIVA-Bericht zu Baubarkeitsuntersuchungen für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO₂-Rückhaltung. April 2006
- [49] ARMSTRONG, P.; FOSTER, T.: *ITM Oxygen: An Enabler for IGCC*. Progress Report. Air Products and Chemicals, Inc.. Gasification Technologies. 2003
- [50] WIMER, J.; KEARINS, D.; PARSONS, E.; RUETHER, J.: *Integration of Gas Turbines Adapted for Syngas Fuel With Cryogenic and Membrane-Based Air Separation Units: Issues to Consider for System Studies*. DOI: 10.1115/1.2056535; Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, Vol. 128 / 271. April 2006
- [51] ALLAM, R.; CASTLE-SMITH, H.: *Air Separation Units, Design and Future Development*. Air Products PLC. Presentation at ECOS 2000 Gasification of Coal, Biomass and Oil EUROTHERM. 2000

- [52] PARKES, J.: *EPRI Advanced Coal with CCS Industry Technology Demonstration Projects*. Electric Power Research Institut. CCT2009 Konferenz. Dresden. Mai 2009
- [53] HORAZAK, D.; STEIN, V.; ZIMMERMANN, G.; ROST, M.: *Integrated ITM Oxygen-Gas Turbine System for IGCC*. 2nd International Freiberg Conference on IGCC and XtL Technologies. Freiberg: Mai 2007
- [54] STEIN, V.; ADERSON, P.; ARMSTRONG, P.; FOSTER, T.: *ITM Oxygen Supply: Scaling Up Toward Gasification and Energy/Industrial Applications*. 5th International Freiberg Conference on IGCC and XtL. Leipzig: Mai 2012
- [55] MEYER, B.: *Verfahren und Vorrichtung zur Wirbelschichtvergasung fester, Kohlenstoffhaltiger Materialien mit Flüssigschlackeabzug*. Patentschrift: DE 10343582B4, 12.01.2006
- [56] DITTMAYER, R.; KEINM, W.; KREYSA, G.; OBERHOLZ, A.: *Chemische Technik*. Winnacker, Küchler. Band 1: Methodische Grundlagen, 5. Auflage, Weinheim: Wiley-VCH Verlag, 2006. ISBN 3-527-30430-4
- [57] KRZIKALLA, N.: *Das Verhalten ausgewählter Spurenelemente in GuD-Kraftwerken mit integrierter Kohlevergasung*. Bericht des Forschungszentrums Jülich. Essen: 1993. ISSN 0366-0885
- [58] SCHULZE, O.: *Entwicklungsstand der Heißgasreinigungsverfahren für Rohgase aus der Kohlevergasung*. Diplomarbeit. Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen der TU Bergakademie Freiberg. 1994
- [59] SCHINGNITZ, M., GÖRZ, J.: *Die Einstellung thermodynamischer Gleichgewichte bei der Vergasung von Rest- und Abfallstoffen durch die Noell-Flugstromtechnologie*. Noell-KRC Energie- und Umwelttechnik GmbH, Niederlassung Freiberg. Vortrag Dechema zur Jahrestagung 1998. Mai 1998
- [60] XUE, E.; O'KEEFFE, M.; ROSS, J.R.H.: *Water gas shift conversion using a feed with low steam to carbon monoxide ratio and containing sulphur*. Catalysis Today, Vol. 30. 1996
- [61] DE KLER, R.: *CO₂ capture in practice – Nuon Route Map*. Nuon. Juli 2007
- [62] FRANK, P.: *Sulfur Tolerant Shift Catalyst -Dealing with the Bottom of the Barrel Problem*. Johnson Matthey Group. 2003
- [63] FRANK, P.: *Low Temperature Shift Catalysts for Hydrogen Production*. Johnson Matthey Group. 2003
- [64] *Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie*. Band 10, Seite 375. München, Berlin: Urban & Schwarzenberg, 1958

- [65] MEYER, B.; SEIFERT, P.; KRZACK, S.; OGRISECK, S.; RAUCHFUß, H.; RIEGER, M.; TROMPELT, M.; GUHL, S.: *Verfahren und Vorrichtung zur Konvertierung von Rohgasen bei der Flugstromvergasung*. Patentschrift: DE 102007006984 B4, 19.03.2009
- [66] MEYER, B.; SEIFERT, P.; BRÜGGEMANN, P.: *Verfahren und Vorrichtung zur Konvertierung von Rohgasen der Kohlevergasung*. Patentschrift: DE 102007006988 B4, 14.08.2008
- [67] FEDTKE, M.; PRITZKOW, W.; ZIMMERMANN, G.: *Lehrbuch der technischen Chemie*. 6. Auflage. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie. 1996. ISBN 3-342-00676-5
- [68] *Linde Isothermal Reactor*. Linde Engineering. 2008
- [69] HESCHEL, W.: *Gasreinigung*. Skript zur Vorlesung. TU Bergakademie Freiberg. 2008
- [70] GÖTTLICHER, G.: *Energetik der Kohlendioxidrückhaltung in Kraftwerken*. Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 6 Nr. 421. Düsseldorf: VDI-Verlag, 1999
- [71] HIGMAN, C.; VAN DER BURGT, M.: *Gasification*. Elsevier Science. 2003. ISBN 0-7506-7707-4
- [72] KOHL, A. L.; NIELSEN, R. B.: *Gas purification*. 5th Edition Gulf Publ. CO Verlag. Houston: 1997
- [73] BOVON, P.; HABEL, R.: *CO₂ Compression Challenges*. MAN Turbo. ASME Turbo Expo. Montreal: Mai 2007
- [74] *Braunkohle in Deutschland 2009 – Profil eines Industriezweigs*. DEBRIV - Bundesverband Braunkohle. Köln: März 2009
- [75] *Technikfolgenabschätzung (TA) zu CO₂-Abscheidung und -Lagerung bei Kraftwerken - Sachstandsbericht zum Monitoring „Nachhaltige Energieversorgung“*. Bericht des Ausschusses für Bildung, Forschung und Technikfolgenabschätzung (18. Ausschuss) gemäß § 56a der Geschäftsordnung. Berlin: Juli 2008. ISSN 0722-8333
- [76] EU-Richtlinie zur *geologischen Speicherung von Kohlenstoffdioxid* - Richtlinie 2009/31/EG des Europäischen Parlaments und des Rates über die geologische Speicherung von Kohlendioxid; vom 23. April 2009
- [77] Gesetz zur *Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG)* - Artikel 1 G. v. 17.08.2012 BGBl. I S. 1726 (Nr. 38); Geltung ab 24.08.2012
- [78] RENZENBRINK, W.; WOLF, K.J.; HANNEMANN, F.: *Development of pre-combustion decarbonisation technologies for zero-CO₂ power generation*. International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-8). Trondheim: Juni 2006

- [79] HOFMANN, D.; JOCKENHÖVEL, T.; ROSENBAUER, G.: *Carbon Capture Technologies for the European Market*. VGB PowerTech Vol. 88. Juli 2008. ISSN 1435-3199
- [80] KARG, J.: *IGCC power plants with and without CCS – developments to meet market needs*. 4th International Conference on Clean Coal Technologies 2009. Siemens AG, Energy Sector. Mai 2009
- [81] TAUD, R.: *Siemens-Gasturbinen-Baureihe SGT5-4000F – Evolutionär optimieren*. BWK Bd. 60, Nr. 9. 2008
- [82] TAUD, R.; KREYENBERG, O.; THUN, O.: *Die Evolution der Gasturbine SGT5-4000F*. BWK Bd. 59, Nr. 11. 2007
- [83] JOPP, K.: *Trend zu überkritischen Kohlekraftwerken der 800-MW-Klasse*. BWK 60, Nr.7/8, S.50-52. August 2008
- [84] Internet: <http://www.powergeneration.siemens.com/products-solutions-services/products-packages/steam-turbines/scale+larger+150mw/sst-6000-series/sst-6000-series.htm>. Juni 2009
- [85] RIEGER, M.: *Untersuchungen zum Betriebsverhalten stationärer Gasturbinen mittels eines generischen Berechnungsmodells*. COORIVA-Bericht zu Baubarkeitsuntersuchungen für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO₂-Rückhaltung. unveröffentlicht. April 2007
- [86] KAIL, CH.; RUKES, B.; MÄRKER, W.: *Leistungssteigernde Maßnahmen bei GuD-Kraftwerken*. BWK 59, Nr. 12, S. 47-52. 2007
- [87] *Gas Turbine World – GTW Handbook*. Vol. 26. USA. Pequot Publication. August 2007. ISSN 0747-7988
- [88] ISLES, J.: *SGT5-8000H on target to enter semi-commercial utility service*. Gas Turbine World. Volume 38, Nr. 3. Juni 2008. ISSN 0746-4134
- [89] SANDER, F.; FOESTE, S.; SPAN, R.: *Model of an oxygen transport membrane for coal fired power cycles with CO₂ capture*. ASME Turbo Expo 2007. Canada. 2007
- [90] METZGER, K.: *Hochfeste Werkstoffe für Temperaturen bis 725 °C – Forschungsprojekt im Großkraftwerk Mannheim*. BWK 60, Nr.7/8, S.30-32. August 2008
- [91] DE SOUZA, G.: *Comments on ABB ALSTOM POWER Technical Report called: Air separation technologies*. Air Liquide. 2004
- [92] EKSTRÖM, C.; SCHENDIG, F.: *Enhanced Capture of CO₂ - Power systems evaluation and benchmarking*. ENCAP - WP1.2, Deliverable D1.2.6. SES6-CT-2004-502666. 2009

Anlagen

Anlage A – Ergänzungen zu Kapitel 2

Ergänzungen zur exergetischen Analyse

Zur Berechnung der Exergie der aufgeführten ein- und austretenden Ströme innerhalb der Konzeptbetrachtungen werden die folgenden Berechnungsvorschriften verwendet.

- Physikalische Exergie bei verfügbarer spezifischer Enthalpie h und Entropie s :

$$e = h_1 - h_0 - T_0 (s_1 - s_0) \quad \text{A-1}$$

(Bei feuchten Stoffströmen erfolgt eine getrennte Berechnung für den trockenen und den feuchten Gasanteil sowie die Anwendung der Mischungsregel.)

- Physikalische Exergie für feste und flüssige Stoffe ohne Phasenänderung:

$$e = c_m \Big|_{t_0}^{t_1} \cdot (t_1 - t_0) - T_0 \cdot c_m \Big|_{t_0}^{t_1} \cdot \ln \frac{T_1}{T_0} \quad \text{A-2}$$

- Physikalische Exergie für Einzelgase und Gasgemische mit idealem Verhalten:

$$e = c_{pm} \Big|_{t_0}^{t_1} \cdot (t_1 - t_0) - T_0 \cdot \left[c_{pm} \Big|_{t_0}^{t_1} \cdot \ln \frac{T_1}{T_0} - R \cdot \ln \frac{p_1}{p_0} \right] \quad \text{A-3}$$

- Exergie einer nicht stoffgebundenen Wärmemenge bei $T = \text{konstant}$:

$$e = \frac{T - T_0}{T} \cdot Q \quad \text{A-4}$$

- Chemische Exergie von Brennstoffen mit unbekannter chemischer Struktur [17] - Kohle:

$$e = 0,967 \cdot H_u + 2,389 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right] \text{ bei } H_u < 33 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right] \quad \left(\frac{e}{H_u} = 1,04 \text{ bis } 1,20 \right) \quad \text{A-5}$$

- Chemische Exergie von Brenngasen mit bekannter Zusammensetzung:

$$e = \sum (x_j \cdot e_{Rj}) \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \quad \text{A-6}$$

Tabelle A.1: Reaktionsexergien e_R von häufig vorkommenden Brenngaskomponenten für $T_0 = 298 \text{ K}$ und $p_0 = 1,0133 \text{ bar}$

Komponente	e_R [kJ/kmol]	Komponente	e_R [kJ/kmol]	Komponente	e_R [kJ/kmol]
H ₂	234.405	C ₃ H ₆	1.941.934	CH ₃ OH	694.066
CO	254.337	C ₄ H ₁₀	2.709.267	C ₂ H ₅ OH	1.307.761
CH ₄	807.630	C ₅ H ₁₀	3.149.429	C	388.304
C ₂ H ₆	1.446.118	C ₅ H ₁₂	3.338.302	H ₂ S	501.121
C ₂ H ₄	1.313.319	C ₆ H ₁₄	3.965.229	NH ₃	332.580
C ₂ H ₂	1.225.331	C ₆ H ₁₂	3.762.279		
C ₃ H ₈	2.078.396	C ₆ H ₆	3.157.481		

Ergänzungen zur Kohlenstoffbilanz

Das Verhältnis von CO₂-Emission zur elektrischen Nettoarbeit gibt die spezifischen CO₂-Emissionen an. Sie ist ein Charakteristikum für die „Umweltverträglichkeit“ eines Konzeptes.

$$\text{spez. CO}_2\text{-Emission} = \frac{\text{CO}_2\text{-Emission}}{P(\text{el., netto})} \left[\frac{\text{kg}}{\text{MWh}} \right] \quad \text{A-7}$$

Innerhalb der Konzeptbetrachtungen kommt es zu unterschiedlichen Bezeichnungen bezüglich des CO-Umsatzes. Diese sind in Abbildung A.1 hinsichtlich ihres Bezugspunktes grafisch erläutert.

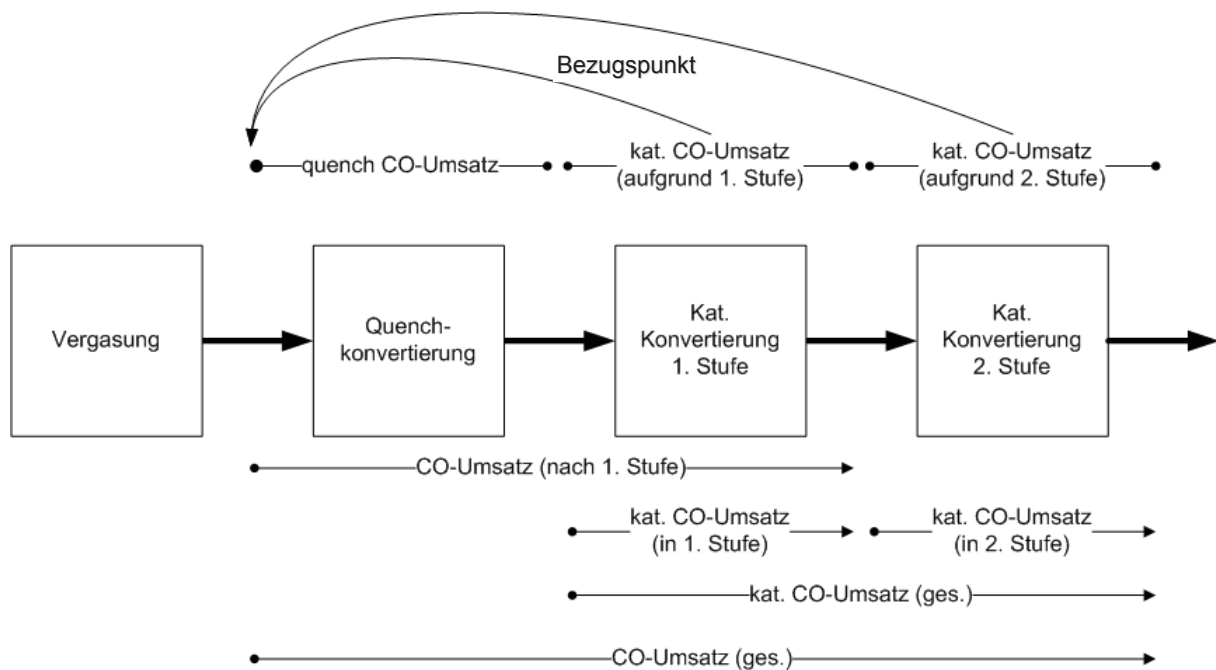


Abbildung A.1: Definition der Bezugspunkte für den CO-Umsatz

Anlage B – Ergänzungen zu Kapitel 3

Ergänzungen zur Modellierung des HTW-Typ-Vergasers

Temperatur-Anproche [K] bei der Modellierung des HTW-Typ-Vergasers:

- Boudouard-Reaktion: -123
- Heterogene CH_4 -Bildungsreaktion: -91
- Heterogene Wassergasreaktion: -117
- NH_3 -Bildungsreaktion: -440
- Sonstige Reaktionen: -100

Ergänzungen zu ITM-Prozess Parameterstudien

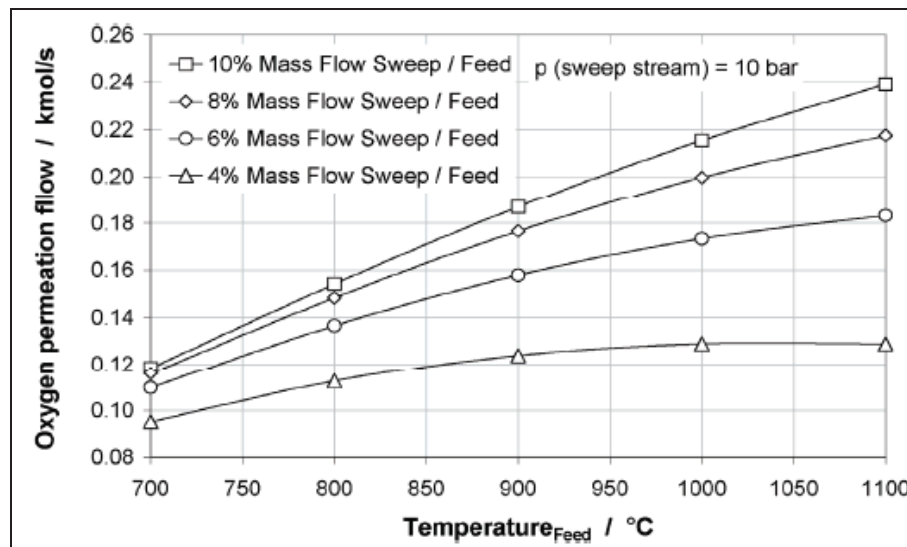


Abbildung B.4: O_2 -Durchlässigkeit bei unterschiedlichen Sweep/Feed-Verhältnissen und konstantem Sweepdruck (10 bar) [89] (Eigenes Modell: $T(\text{Feed}) = 900\text{ °C}$ / $P(\text{Sweep}) = 5\text{ bar}$ / S/F-Verhältnis = 5,9 bis 6,7 %)

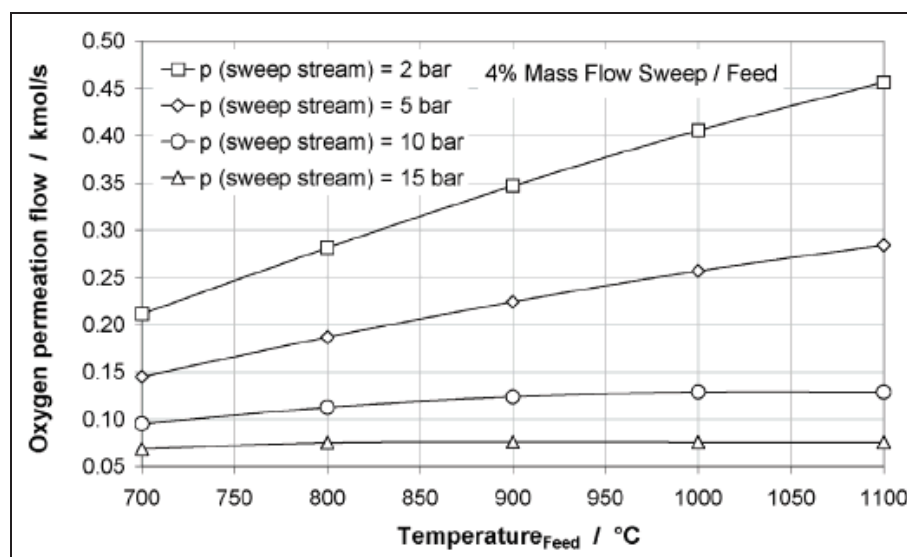


Abbildung B.5: O_2 -Durchlässigkeit bei unterschiedlichem Sweepdruck und konstantem Sweep/Feed-Verhältnis (4 Ma.-%) [89] (Eigenes Modell: $T(\text{Feed}) = 900\text{ °C}$ / $P(\text{Sweep}) = 5\text{ bar}$ / S/F-Verhältnis = 5,9 bis 6,7 %)

Schlussfolgerungen zu Einsatzbedingungen:

- Umso größer die ND-Dampfmenge desto höher die O₂-Verdünnung und damit desto größer das Partialdruckverhältnis und damit der O₂-Abtrenngrad (Abbildung B.4)
 - ABER: Umso größer die ND-Dampfmenge desto geringer die elektrische Leistung der Dampfturbine im GuD-Prozess
- Umso größer die Druckdifferenz zwischen Retentat- und Permeatseite desto größer das Partialdruckverhältnis und damit der O₂-Abtrenngrad (Abbildung B.5)

Ergänzungen zur externen N₂-Bereitstellung

Bilanzierung des Energiebedarfs zur externen N₂-Bereitstellung innerhalb der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“ [91]:

- Der theoretische Energiebedarf zur Trennung einer Komponente aus einer Gas Mischung (hier speziell N₂ aus Luft) kann wie folgt berechnet werden:

Allgemein:

$$E_{\text{theor.}} = R \cdot T_0 \cdot \left(x_1 \cdot \ln\left(\frac{1}{x_1}\right) + \dots + x_n \cdot \ln\left(\frac{1}{x_n}\right) \right) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}} \right] \quad \text{A-8}$$

N₂ aus Luft:

$$E_{\text{theor.}} = 8,317 \cdot 273 \cdot \left(0,7811 \cdot \ln\left(\frac{1}{0,7811}\right) \right) \Rightarrow 0,02 \left[\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3(\text{i.N.})} \right] \quad \text{A-9}$$

- Industriell beträgt der elektrische Bedarf bei der Gewinnung von N₂ aus der Luft abhängig von der Anlagengröße zwischen 0,05 und 0,1 kWh/m³(i.N.)
- Der gewonnene N₂ muss anschließend auf den gewünschten Betriebsdruck verdichtet werden:

$$P_{\text{el.}} = 0,1 \cdot \lg\left(\frac{P_{\text{aus}}}{P_{\text{ein}}}\right) \left[\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3(\text{i.N.})} \right] \quad \text{A-10}$$

- Elektrischer Eigenbedarf der Gewinnung und Verdichtung werden addiert

Ergänzungen zu Parameter und Ergebnisse der Basiskonzepte

Tabelle B.1: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Basiskonzepte von Brennstoffaufbereitung bis Vergasung

Konzepte Kohlebereitstellung bis Vergasung		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
WTa		Feinkorn-WTa mit Bräudenverdichtung		Grobkorn-WTa mit Bräudenverdichtung
Wassergehalt Vergasungsstoff vor/nach WTa	[Ma.-%]	56 / 12		
spez. elektrischer Eigenbedarf Aufbereitung	[kW/kg(TBK)]	26		9
spez. elektrischer Eigenbedarf WTa	[kW/kg(TBK)]	333		333
Vergasungstechnologie		Flugstromvergasung		Wirbelschichtvergasung
Vergaser		Siemens-Typ	Shell-Typ	HTW-Typ
Q Vergaser je GT	[MW]	1.011	1.034	997
Vergasungsstoffbedarf	[kg/s]	50,11	51,25	49,40
T Vergasung	[°C]	1.450	1.500	980
Spez. Dampfbedarf	[kg/kg(VS)]	-	-	0,34
Spez. Sauerstoffbedarf (98 %)	[kg/kg(VS, waf)] [kg/m ³ (i.N., RG)]	0,73 44,9	0,76 48,0	0,50 39,2
T Sauerstoff	[°C]	235 (Wärmeverschiebung aus WDKL)		
Ascheaustrag		granulierte Schlacke mit 200 °C	schmelzflüssige Schlacke mit 1.500 °C	trockenes Bodenprodukt mit 600 °C
Kohlenstoff in Asche	[%]	0,1	0,1	5,0
Ascheaufbereitung		nein	nein	ja in ZWSF
Staubrückführung		entfällt	ja	ja
Vergaserkühlung		ND-DE	MD-DE	nein
C-Vergasungsgrad	[%]	>99,8	>99,8	95,0
Kaltgaswirkungsgrad (Hu)	[%]	80,1	78,4	81,7
H ₂ /CO-Verhältnis im Rohgas	[-]	0,49	0,47	0,94
CH ₄ -Gehalt	[Vol.-%(tr)]	0,0	0,0	6,1
Hu Rohgas nach Vergaser	[kJ/kg]	9.815	9.252	9.230

Tabelle B.2: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Basiskonzepte von Rohgaskühlung bis Wasserwäsche

Konzepte Rohgaskühlung bis Wasserwäsche		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
Rohgaskühlung (Quench)		Wasser- Quench	Gas-Quench & ROGADE	ROGADE
CO-Umsatz durch Wasser- Quench	[Vol.-%]	3,0	0,0	0,0
Wasserbedarf	[kg/kg(RG)]	~2	entfällt	
Gasrezirkulation	[kg/kg(RG)]	entfällt	2,1	0,94
Gas-Quenchtemperatur	[°C]	entfällt	750	entfällt
Gebläse	[kW/kg(Rezigas)]	entfällt	ja / 35	entfällt
Wärmeauskopplung	[kW/kg(RG)]	entfällt	1.074	1.157
MD-DE / HD-DE		entfällt	Deckung Bedarf für CO- Konvertierung / maximiert	
Nutzwärmeniveau	[°C]	entfällt	750 bis 285	920 bis 285
Entstaubung		entfällt	Kerzenfilter / HD-N ₂ -Bedarf	
T(ein) Filter	[°C]	entfällt	285	
Chlor Entfernung			Wasserwäsche	
Chloridkonzentration im Rohgas	[ppmw]	<2.000		
T Frischwasser	[°C]	175		
T(ein) Rohgas	[°C]	206	285	285
T(aus) Rohgas	[°C]	205	159	171
Feuchtegehalt Rohgas ex Wasser-Wäsche	[Vol.-%]	57,1	20,8	26,7

Tabelle B.3: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Basiskonzepte von CO-Konvertierung bis Sauer gasabtrennung

Konzepte CO-Konvertierung bis Sauer gasabtrennung		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
CO-Konvertierung		adiabate Rohgasshiftkatalysatoren		
T(Approach) Reaktor I / II	[K]	20 / 20	20 / 20	20 / 20
T(ein) Reaktor I / II	[°C]	280 / 280	280 / 280	280 / 280
T(aus) Reaktor I / II	[°C]	472 / 306	474 / 306	420 / 296
Nutzung der Reaktionswärme (katalytische CO-Konvertierung)		DE nach Reaktor I	Wärmeverschiebesystem zwecks Wärmeauskopplung zur Reingas- und Restgassättigung sowie zur Kondensat- vorwärmung	
		Wärmeverschiebesystem nach Reaktor II ¹⁾		
DGV vor Reaktor I ²⁾ [mol(H ₂ O)/mol(Rohgas(tr.))]		1,46	1,46	1,13
MD-Dampfzufuhr		nein	ja / viel	ja / gering
DGV nach Reaktor II ³⁾ [mol(H ₂ O)/mol(Rohgas(tr.))]		0,62	0,60	0,60
Q Abfuhr nach Reaktor I	[% Q Vergaser]	4,0 ⁴⁾	Integration in Wärmeverschiebesystem	
		HD-DE		
Q Abfuhr nach Reaktor II	[% Q Vergaser]	Integration in Wärmeverschiebesystem		
CO-Umsatz in Reaktor I	[%]	85,1	85,0	86,1
CO-Umsatz in Reaktor II	[%]	75,3	75,3	69,6
CO-Umsatz gesamt	[%]	96,4	96,3	95,8
CO-Restkonzentration nach Reaktor II	[Vol.-% (tr.)]	0,013	0,013	0,011
Sauergasentfernung		selektive Rectisol®-Wäsche		
CO ₂ -Abscheidegrad	[Vol.-%]	98,50		
H ₂ S-Abscheidegrad	[Vol.-%]	>99,99		
CO ₂ -Reinheit	[Vol.-%]	>99,00		
spez. el. Eigenbedarf	[kW(el)/kg(CO ₂)]	163,4	164,4	167,5
spez. ND-Dampfzufuhr	[kW/kg(CO ₂)]	366,4	369,1	384,6
Schwefelaufbereitung		OxyClaus®-Prozess (95 %-ige Schwefelrückgewinnung)		
CO ₂ -Verdichtung		4- bzw. 5-stufiger Radialverdichter mit Zwischenkühlung		
spez. el. Eigenbedarf	[kW(el)/kg(CO ₂)]	308,7	309,1	309,1

¹⁾ Analog der IGCC-CCS-Konzepte mit HTW- bzw. Shell-Typ-Vergaser ²⁾ DGV – Dampf-zu-Trockengas-Verhältnis (Braunkohle: DGV bei Flugstromvergasungsgas = 1,5 und DGV bei Wirbelschichtvergasungsgas = 1,2) ³⁾ Zur Vermeidung von Russablagerungen am Katalysator ist ein DGV >0,6 erforderlich ⁴⁾ Temperaturbereich: 391 bis 280 °C

Tabelle B.5: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Basiskonzepte von Reingaskonditionierung und Nebenprozessen

Konzepte Reingasmodifizierung und Nebenprozesse		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
Reingasmodifikation		Sättiger-Kreislauf, Restgaszumischung und Wärmeverschiebung aus KS-KL und WDKL		
Hu Reingas nach Rectisol®-Wäsche	[kJ/kg]	44.910	38.069	41.783
N ₂ -Bedarf	[%]	ja	ja	ja
Q Bedarf aus WDKL	[% Q Vergaser]	2,7	2,7	2,6
Hu Brenngas vor GT	[kJ/kg]	9.000		
p Brenngas vor GT	[bar]	24		
T Brenngas vor GT	[°C]	300		
O₂- und N₂-Bereitstellung		kryogene Luftzerlegungsanlage (LZA) mit internem Luftverdichter		
Luft vor LZA	[bar / °C]	6,0 / 55		
Integrationsgrad der LZA ¹⁾	[%]	70,9	61,7	94,3
O ₂ -Erzeugung	[bar / °C]	36 / 90		
HD-N ₂ -Erzeugung	[bar / °C]	75 / 30		
MD-N ₂ -Erzeugung	[bar / °C]	36 / 30		
Restgas-Erzeugung	[bar / °C]	25 / 100		
Restgas-Integration ²⁾	[%]	55,8	59,1	99,9
O ₂ -Reinheit	[Vol.-% O ₂]	98		
HD- / MD-N ₂ -Reinheit	[ppmv O ₂]	10 / 10		
Restgasreinheit	[Vol.-% O ₂]	<4,0		
spez. el. Eigenbedarf	[kW/kg(Luft)]	246,5	272,1	260,5
spez. el. Eigenbedarf	[kW/kg(O ₂)]	1.137	1.255	1.202
Entspannungsturbine		ja	ja	ja
Wärmeverschiebung vor Entspannungsturbine	[% Q Vergaser]	2,68	2,45	0,80
Temperaturintervall der Wärmeverschiebung	[°C]	423 / 141	402 / 142	403 / 156
η(is) Entspannungsturbine	[%]	88		
η(is) Generator	[%]	99		
P Generator	[kW]	8.653	8.152	7.875
Ascheaufbereitung		entfällt	entfällt	ZWSF
Dampferzeugung		entfällt	entfällt	HD- / MD-DE
Spezifischer elektrischer Eigenbedarf	[% Q Vergaser]	entfällt	entfällt	0,22

¹⁾ Luftmenge die aus dem Gasturbinenkompressor entnommen wird im Vergleich zum Gesamtluftbedarf der LZA

²⁾ N₂-Integrationsgrad in den Gaskonditionierungsprozess zur Reingasmodifikation

Tabelle B.6: Randbedingungen und Ergebnisse der Modellierung der Basiskonzepte von Verstromung und WDKL

Konzepte Verstromung und WDKL		01 - Siemens	02 - Shell	03 - HTW
Gasturbine		F-Klasse		
Brenngasmassenstrom	[kg/s]	80	79,6	79,6
Luftansaug- / Kühlluftmassenstrom	[kg/s]	652,8 / 128,5		
Massenstrom zur LZA	[kg/s]	99	92,2	89,5
Abgasmassenstrom	[kg/s]	633,8	640,2	642,9
T Heißgas	[°C]	1.422	1.422	1.423
TIT	[°C]	1.250	1.250	1.250
TOT / p Austritt	[°C / bar]	597 / 1,05	593 / 1,05	593 / 1,05
II Verdichter	[-]	16,4	16,5	16,6
Q Abgas	[kW]	446.492	442.209	441.447
P GT	[kW]	287.590	287.905	286.771
P Generator	[kW]	284.570	284.882	283.760
AHDE				
Wärmeeinkopplung ROGADE	[kW / % Q Vergaser]	entfällt	132.427 / 12,81	62.757 / 6,30
Wärmeeinkopplung CO-Konvertierung	[kW / % Q Vergaser]	40.462 / 4,00	entfällt	entfällt
Wärmeeinkopplung Entspannungsturbine	[kW / % Q Vergaser]	26.895 / 2,66	25.122 / 2,43	24.451 / 2,45
Wärmeeinkopplung ZWSF	[kW / % Q Vergaser]	entfällt	entfällt	40.646 / 4,08
Wärmeauskopplung CO-Konvertierung	[kW / % Q Vergaser]	entfällt	-104.232 / -10,10	-62.492 / -6,27
Abgaswärmeverlust	[kW / % Q Vergaser]	-68.054 / -6,73	-58.942 / -5,70	-71.012 / -7,13
Abgas (Kamin)	[°C / bar]	95 / 1,04	83 / 1,04	95 / 1,04
Dampfturbine				
$\eta(is)$ HD-Dampfturbine	[%]	88,0		
HD-Dampf (ein)	[°C / bar]	570 / 140,0	566 / 140,0	564 / 140,0
HD-Dampf (aus)	[°C / bar]	372 / 37,5	368 / 37,5	367 / 37,5
$\eta(is)$ MD-Dampfturbine	[%]	92		
MD-Dampf (ein)	[°C / bar]	572 / 35,0	568 / 35,0	567 / 35,0
MD-Dampf (aus)	[°C / bar]	296 / 5,0	293 / 5,0	292 / 5,0
$\eta(is)$ ND-Dampfturbine	[%]	88		
ND-Dampf (ein)	[°C / bar]	288 / 4,95	292 / 4,95	289,6 / 4,95
ND-Dampf (aus)	[°C / bar]	29 / 0,040	29 / 0,040	29 / 0,040
P Generator	[kW]	156.648	191.746	167.657
el.Eigenbedarf GuD	[% von P(el,Brutto)]	2,0		

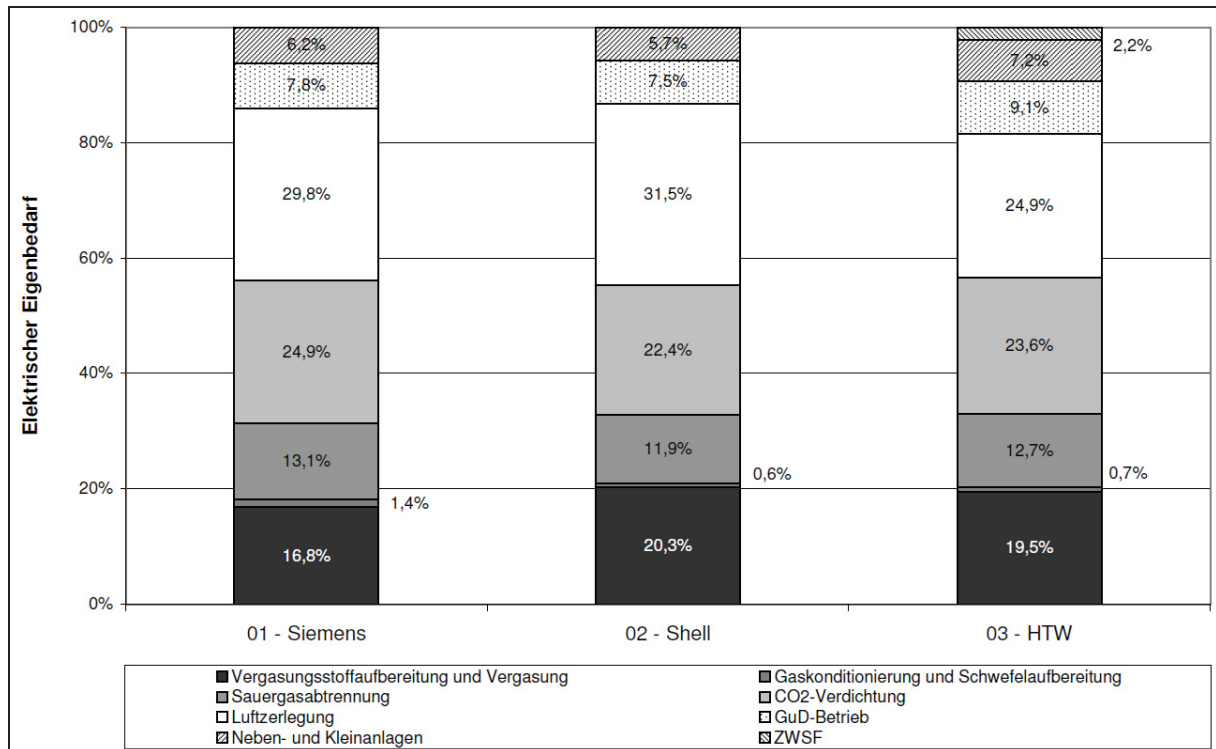


Abbildung B.12: Elektrischer Eigenbedarf der Basiskonzepte

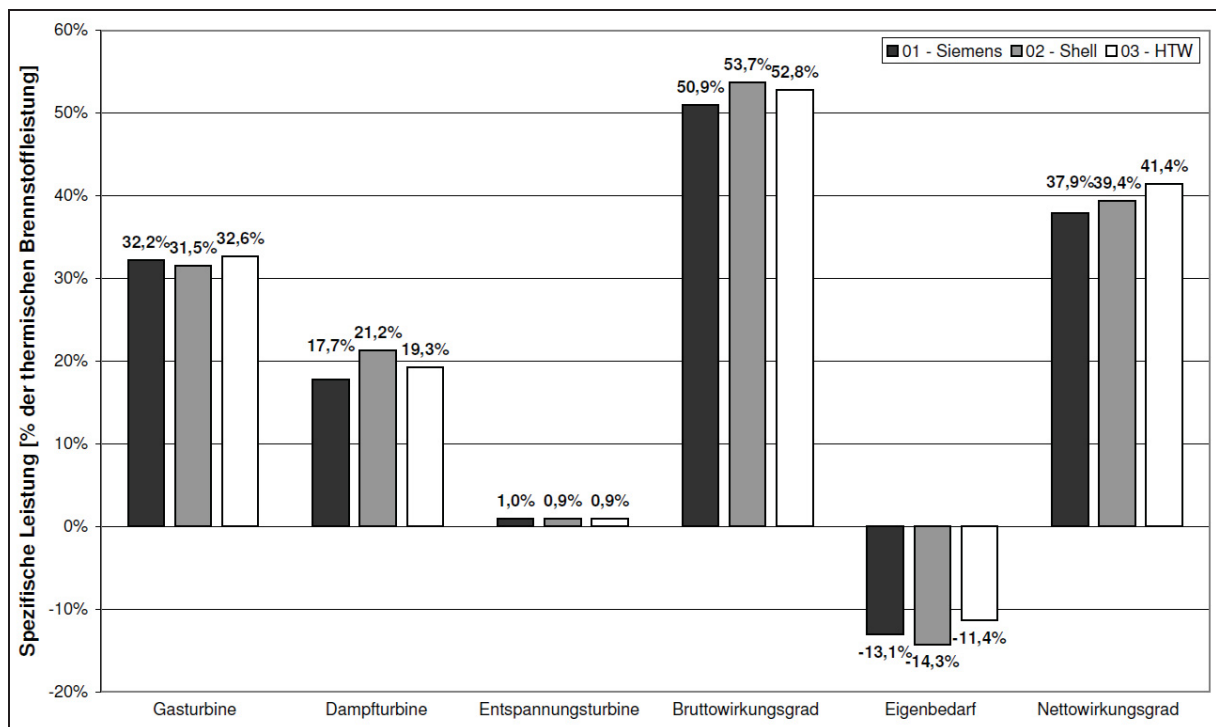


Abbildung B.13: Spezifische Leistung der Basiskonzepte

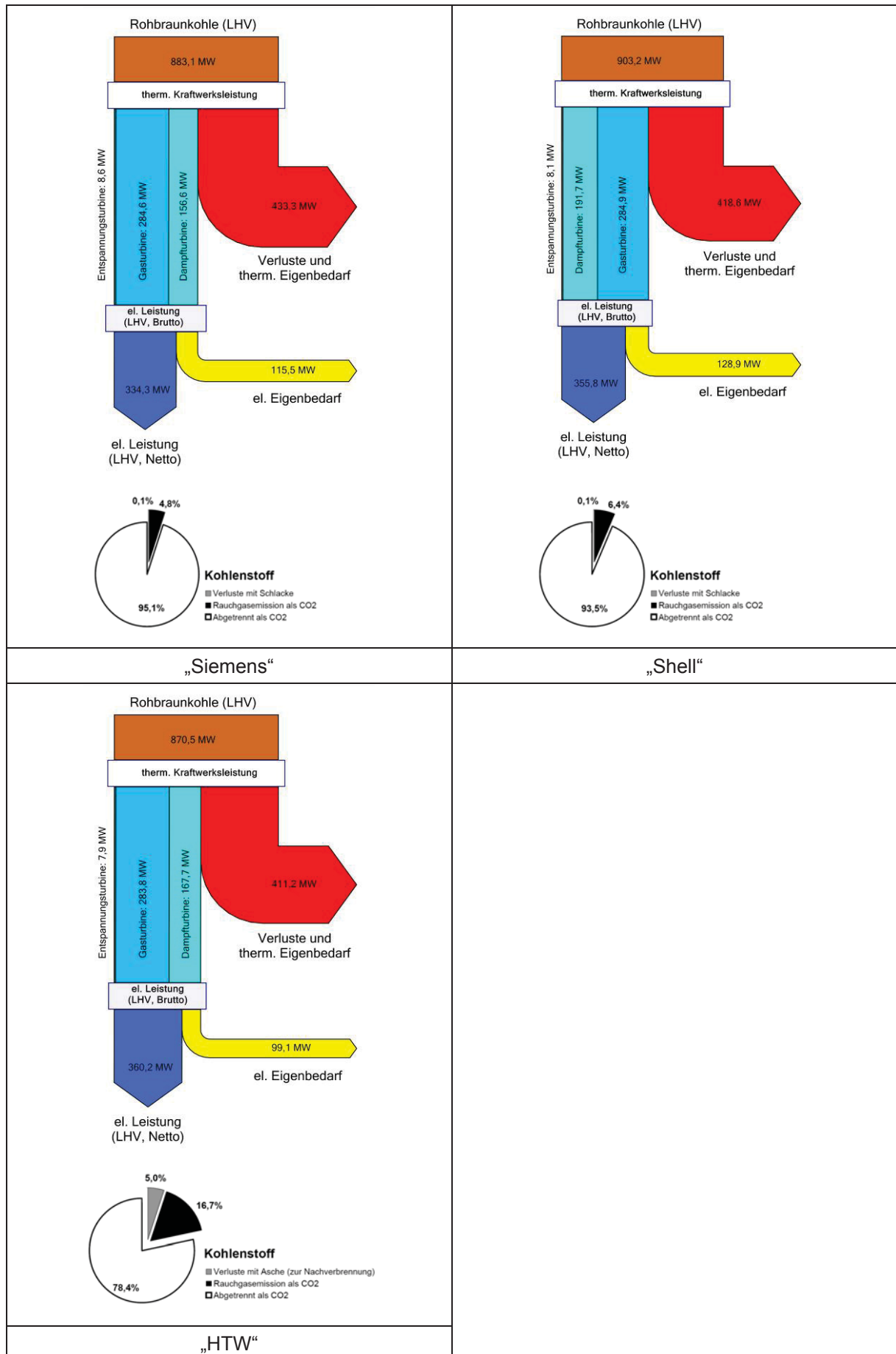


Abbildung B.14: Ergebnisse der Basiskonzepte im Sankeydiagramm

Ergänzungen zu Strängigkeit und Verfügbarkeit der Basiskonzepte

Ermittelte Anlagenkonfigurationen der Basiskonzepte sind in den Abbildungen B.15 bis B.17 wiedergegeben.

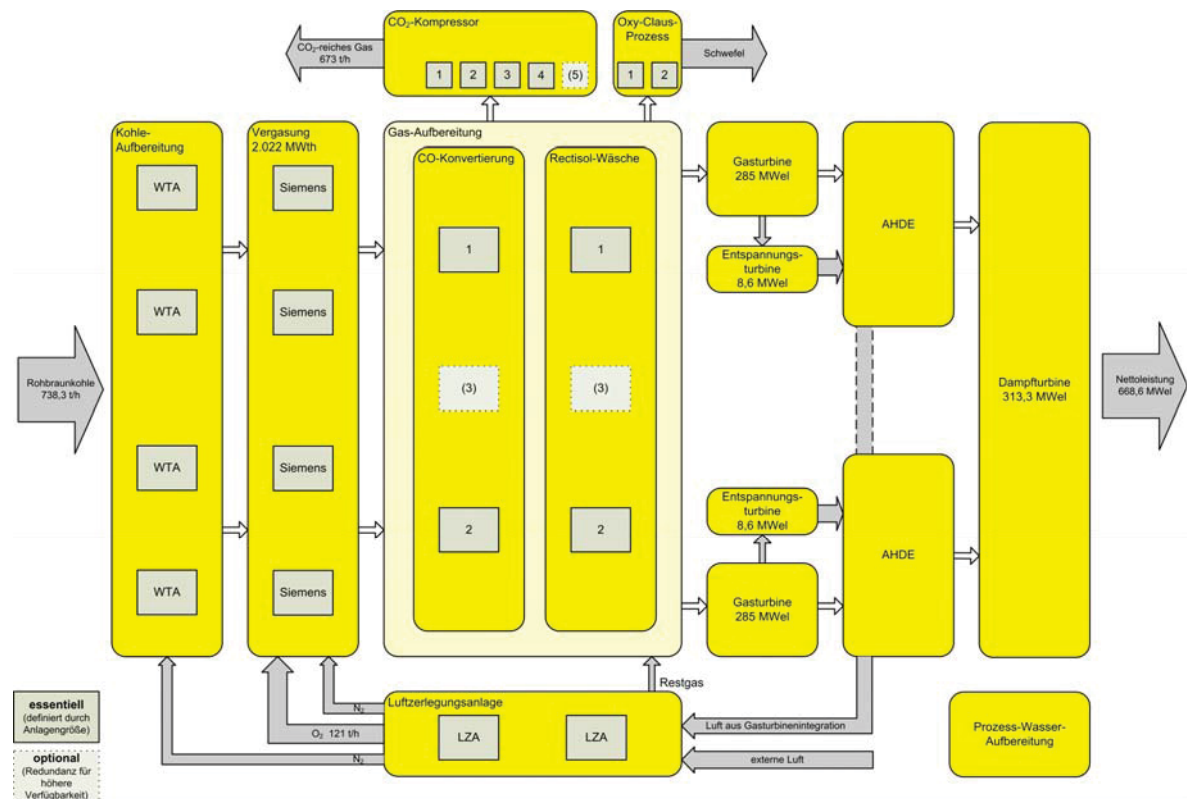


Abbildung B.15: Strängigkeit des Basiskonzeptes mit Siemens-Typ-Vergaser

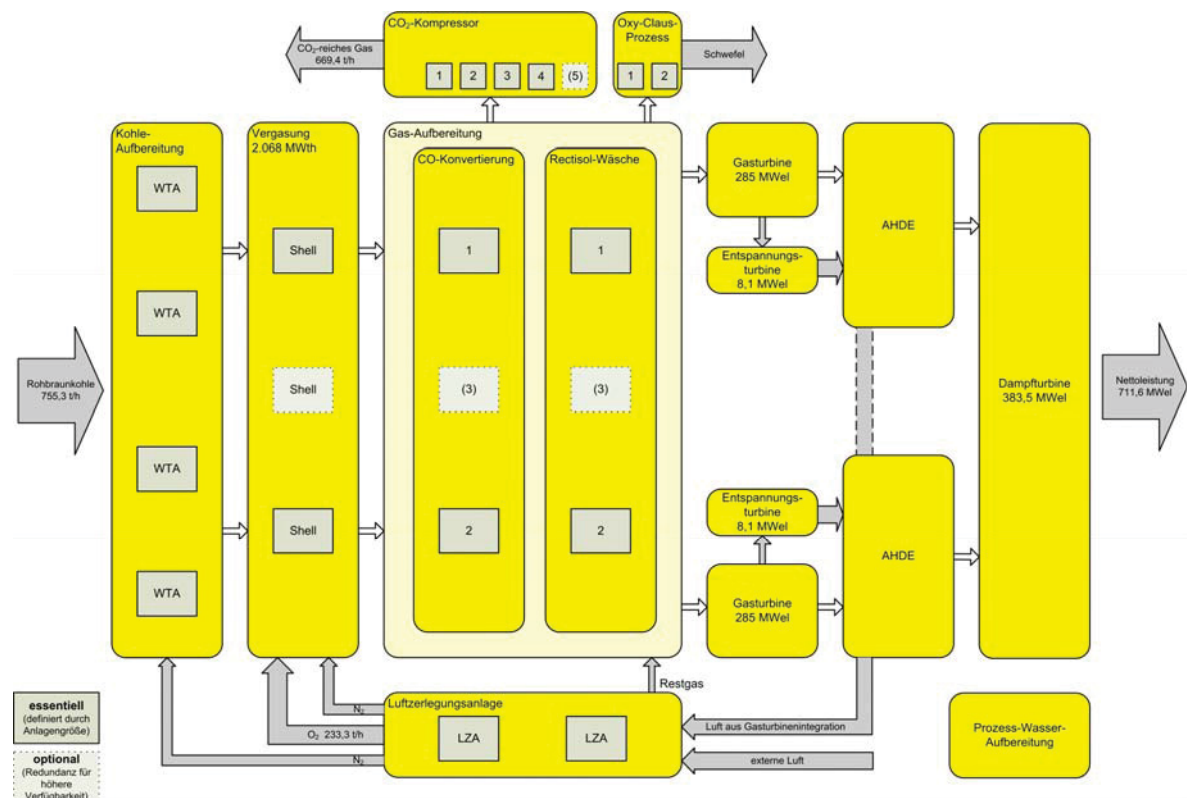


Abbildung B.16: Strängigkeit des Basiskonzeptes mit Shell-Typ-Vergaser

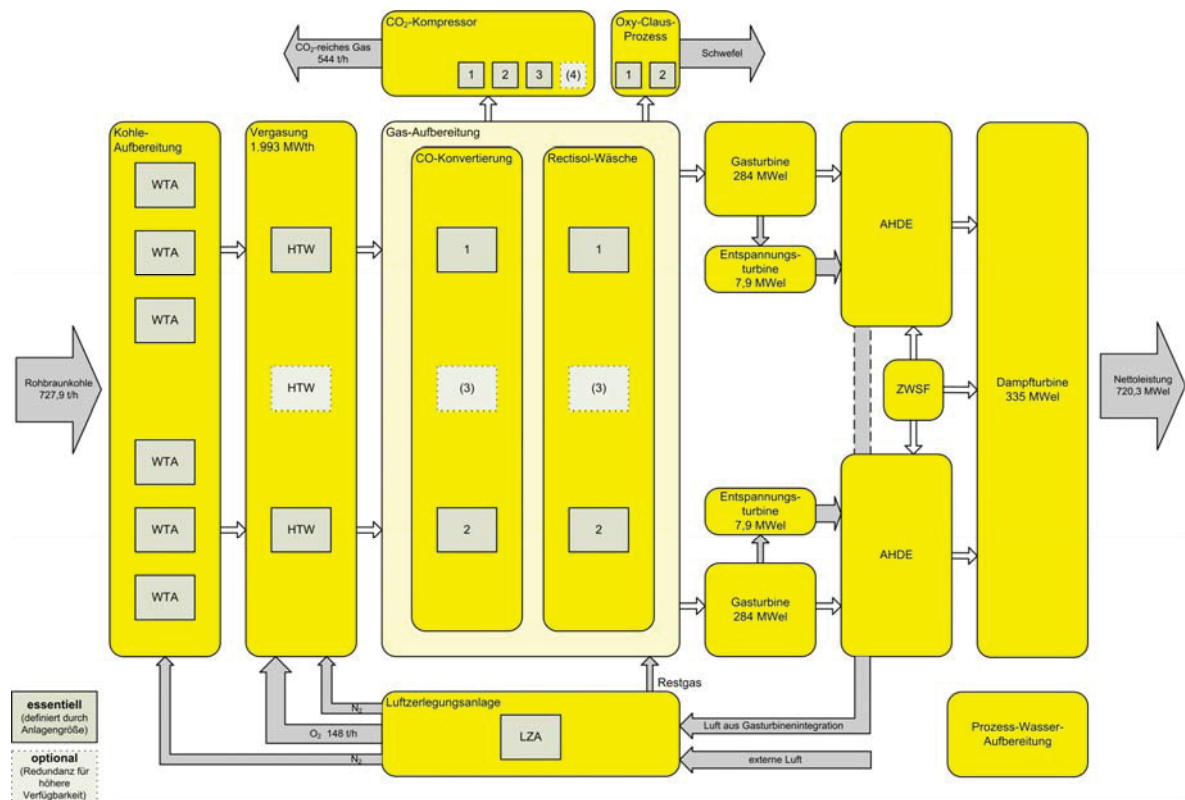


Abbildung B.17: Strängigkeit des Basiskonzeptes mit HTW-Typ-Vergaser

Anlage C – Ergänzungen zu Kapitel 4

Fließbilder und Stoffstromlisten der IGCC-CCS-Kraftwerksgesamtkonzepte

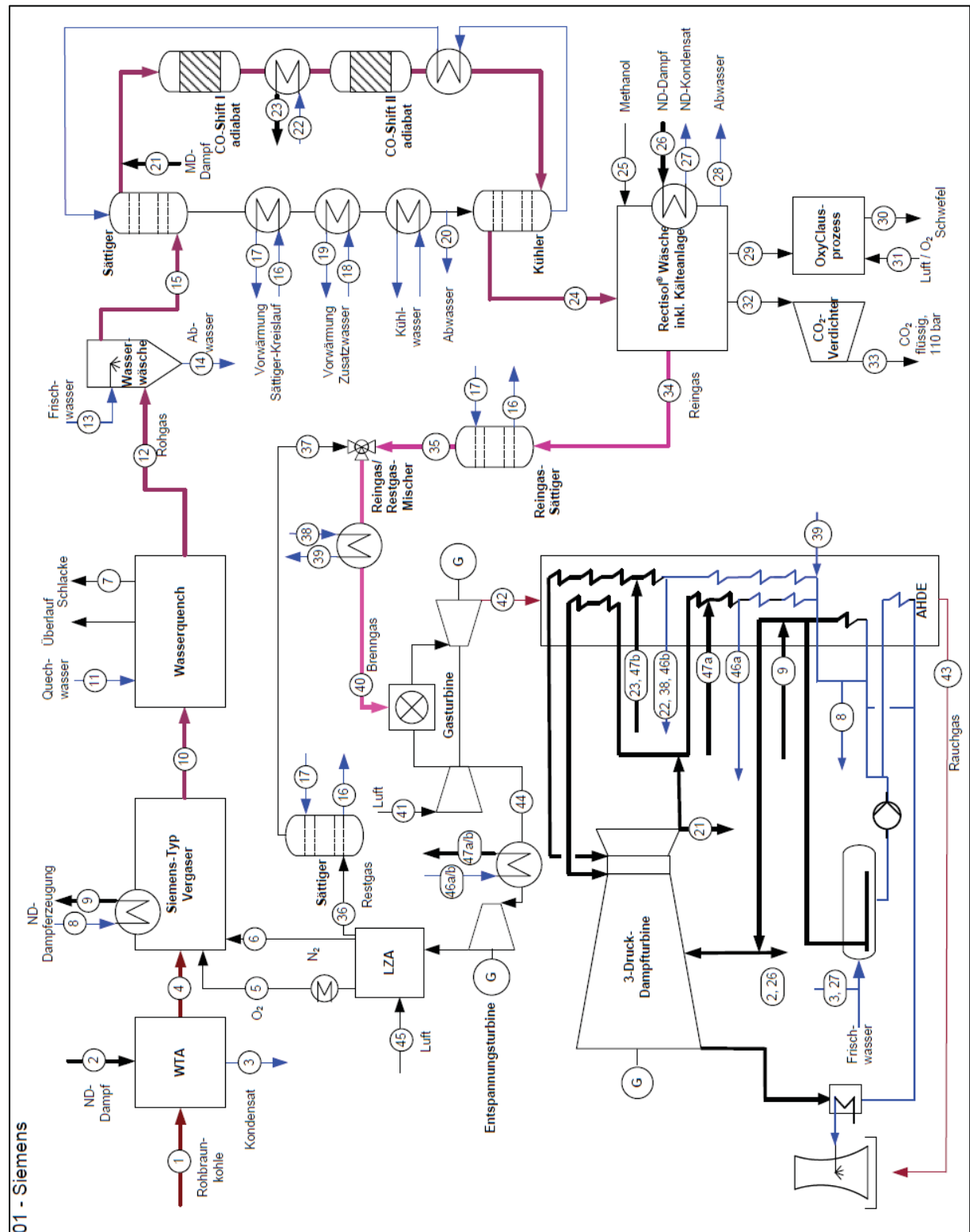


Abbildung C.1: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 01 – Siemens

stream name (number)	raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O2-stream to gasifier 5	N2-stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to ac- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	102.55	3.01	3.01	50.11	30.25	5.86	3.72	6.65	6.65	82.50	71.16	162.23	6.87	7.66	161.44
temperature	25	157	152	70	235	39	1.450	153	155	1.450	25	206	25	72	205
pressure	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.01	31.00	31.50
phase state	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)															
H2O	-	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	57.39	98.99	99.57	57.14
O2	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
N2	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	2.77	-	0.00	2.79
AR	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.11	-	-	0.11
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	51.44	-	23.19	-	-	23.31
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	3.57	-	0.02	3.59
H2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	12.65	-	0.01	12.71
CH4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.29	-	0.00	0.29
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.02	-	0.01	0.62
COS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.01	-	0.00	0.04
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	0.00	0.00
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	0.40	0.04
TOTAL	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	102.55	-	-	100.00	-	-	100.00	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	102.55	-	-	50.11	-	-	3.72	-	-	3.72	-	-	-	-	-

stream name (number)	preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex sc cycle 20	IP-steam to CO- shift 21	HP-water to CO- Shift 22	HP-steam from CO-Shift 23	raw gas ex CO- shift 24	melhand to Rectisol-wash 25	LP-steam to Rectisol-wash 26	LP-condens. ex Rectisol-wash 27	waste water ex Rectisol-wash 28	H2S-rich gas to claus-process 29	sulfur ex claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	142.08	142.08	6.87	6.87	72.64	0.04	26.31	26.31	119.16	0.03	16.18	16.18	9.40	4.73	0.82
temperature	80	195	175	175	55	242.8	247	342	123	25	157	145	25	25	25
pressure	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	36.00	150.00	150.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01
phase state	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid
composition (gas, liquid)															
H2O	100.00	100.00	99.00	99.00	99.87	100.00	100.00	100.00	8.82	-	100.00	100.00	99.69	4.14	-
O2	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
N2	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	3.89	-	-	-	0.00	0.00	-
AR	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	0.16	-	-	-	0.00	-	-
CO	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	1.20	-	-	-	0.00	-	-
CO2	0.00	0.00	-	-	0.09	-	-	-	38.33	-	-	-	0.02	-	-
H2	0.00	0.00	-	-	0.01	-	-	-	49.12	-	-	-	0.00	-	-
CH4	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
H2S	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.41	-	-	-	0.01	-	-
COS	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.01	-	-	-	0.00	-	-
HCL	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	0.00	0.00	1.00	1.00	0.02	-	-	-	0.04	100.00	-	-	0.28	0.92	-
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-
composition (solid)															
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.82

Tabelle C.1: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 01 – Siemens

stream name (number)	kg/s [°C] [bar] [H]	air to claus- process 31	CO2-rich gas to compressor 32	CO2-rich gas ex compressor 33	clean gas ex Rectisol®-wash 34	saturated clean gas ex s-cycle 35	used residual gas ex ASU 36	saturated residual gas 37	water to fuel gas preheating 38	water ex fuel gas preheating 39	preheated fuel gas 40	air to gas turbine 41	exhaust gas ex gas turbine 42	exhaust gas ex HRSG 43	air to release turbine 44	external air to asu 45
mass flow rate (sc.GT)		7.51	92.97	92.97	16.04	36.74	37.72	43.29	33.90	33.90	80.03	652.79	633.83	633.83	99.00	99.00
temperature		25	25	47	110	160	90	147	340	172	300	15	597	95	401	15
pressure		1.01	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	149.00	24.00	1.01	1.05	1.04	16.48	1.01
phase state		gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)																
H2O	[Vol.-%]	1.01	0.00	0.00	0.00	26.20	-	18.71	100.00	100.00	24.15	1.01	19.15	19.15	1.01	1.01
O2	[Vol.-%]	20.74	0.27	0.27	7.08	5.23	2.00	79.67	-	-	0.44	20.74	19.56	19.56	20.74	20.74
N2	[Vol.-%]	77.30	0.00	0.00	0.29	0.21	98.00	0.00	-	-	25.56	77.30	68.51	68.51	77.30	77.30
Ar	[Vol.-%]	0.92	0.00	0.00	0.00	1.51	-	0.00	-	-	0.17	0.92	0.78	0.78	0.92	0.92
CO	[Vol.-%]	0.03	99.71	99.71	2.19	0.74	-	0.00	-	-	0.53	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	[Vol.-%]	0.03	0.01	0.01	89.44	68.00	-	0.00	-	-	47.95	0.03	0.46	0.46	0.03	0.03
H2	[Vol.-%]	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	-
CH4	[Vol.-%]	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	0.14	0.14	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	kg/s [°C] [bar] [H]	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 46a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 46b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 47b
mass flow rate (sc.GT)		5.75	5.05	5.75	5.05
temperature		244	340	246	342
pressure		37.00	150.00	36.00	150.00
phase state		liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)					
H2O	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00
N2	[Vol.-%]	-	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-
CO2	[Vol.-%]	-	-	-	-
H2	[Vol.-%]	-	-	-	-
CH4	[Vol.-%]	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)					
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)		-	-	-	-

Tabelle C.2: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 01 – Siemens

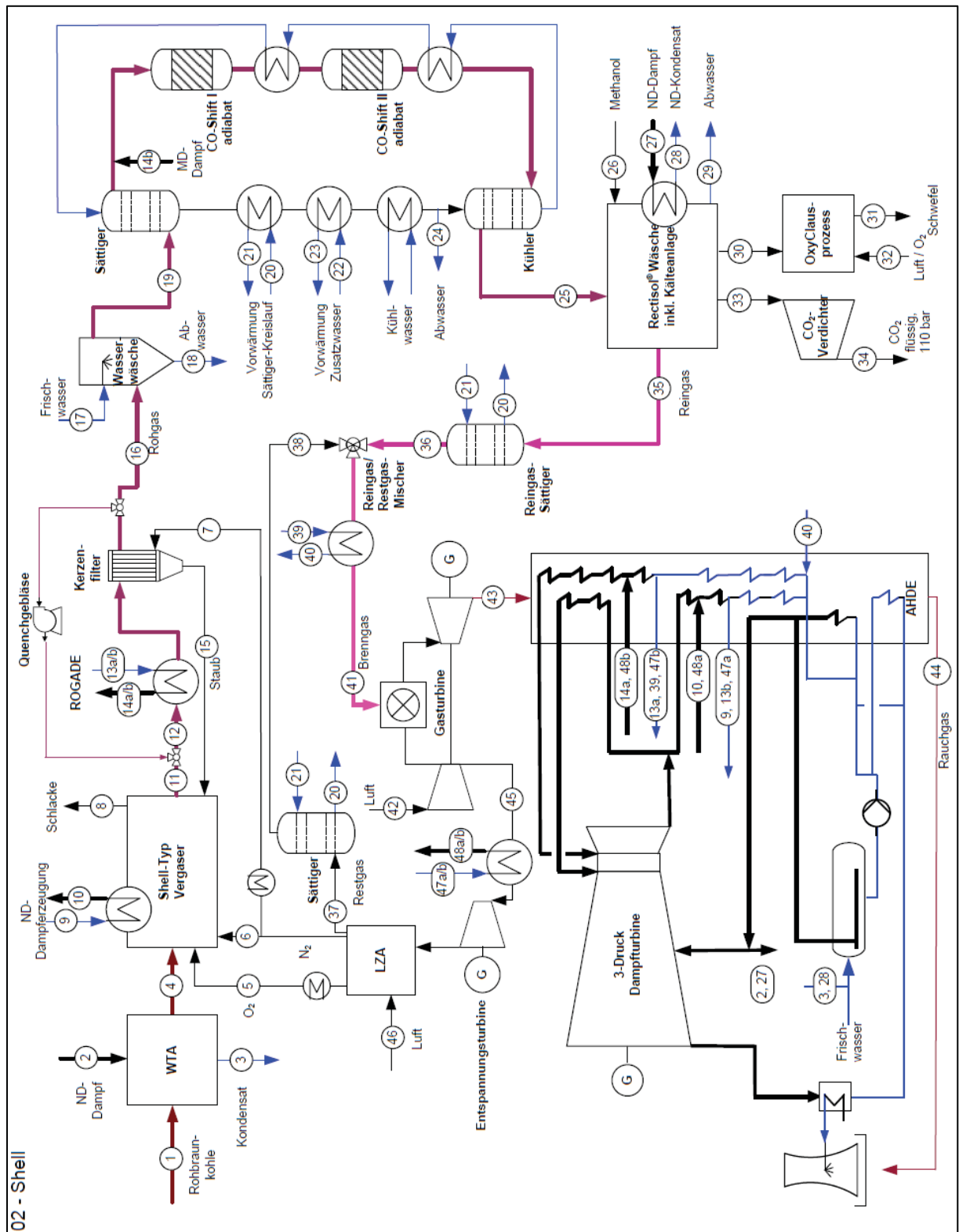


Abbildung C.2: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 02 – Shell

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	104.89	3.08	3.08	51.25	32.37	5.98	1.71	3.70	2.37	2.37	85.91	267.23	86.11	37.19	86.11
temperature	[°C]	157	157	152	70	235	39	305	1500	244	244	1500	750	247	244	342
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	33.00	150.00	37.00	150.00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	-	100.00	100.00	11.88	11.76	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	100.00	-	-	-	5.95	6.92	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.26	0.26	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.77	50.25	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.54	6.54	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	23.59	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	0.61	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	0.05	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	100.00	100.00	100.00	0.00	0.00	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	99.26	99.26	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	99.26	-	-	0.74	0.74	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	104.89	-	-	100.00	-	-	-	100.00	-	-	100.00	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	104.89	-	-	51.25	-	-	-	3.70	-	-	-	14.79	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27	LP-condens. ex Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	37.19	14.79	87.62	16.24	7.85	96.01	263.83	263.83	16.24	16.24	32.18	113.43	0.03	16.40	16.40
temperature	[°C]	244	285	295	25	35	159	92	150	175	160	35	39	25	145	145
pressure	[bar]	36.00	31.90	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	27.30	30.00	5.00	5.00
phase state		gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	-	11.70	98.99	99.28	20.80	99.94	99.94	99.00	99.00	99.42	0.31	-	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	7.38	-	0.00	6.61	0.01	0.01	-	-	-	5.43	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	0.25	-	0.00	0.23	0.01	0.01	-	-	-	0.18	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	50.00	-	0.27	44.75	0.02	0.02	-	-	-	2.04	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	6.51	-	0.03	5.83	0.00	0.00	-	-	-	39.52	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	23.47	-	0.01	21.02	0.02	0.02	-	-	-	52.01	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0.61	-	0.01	0.54	0.00	0.00	-	-	-	0.48	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0.05	-	0.00	0.04	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0.02	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0.00	1.01	0.40	0.19	0.00	0.00	1.00	1.00	0.44	0.01	100.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.3: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 02 – Shell

[illegible]

Tabelle C.4: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 02 – Shell

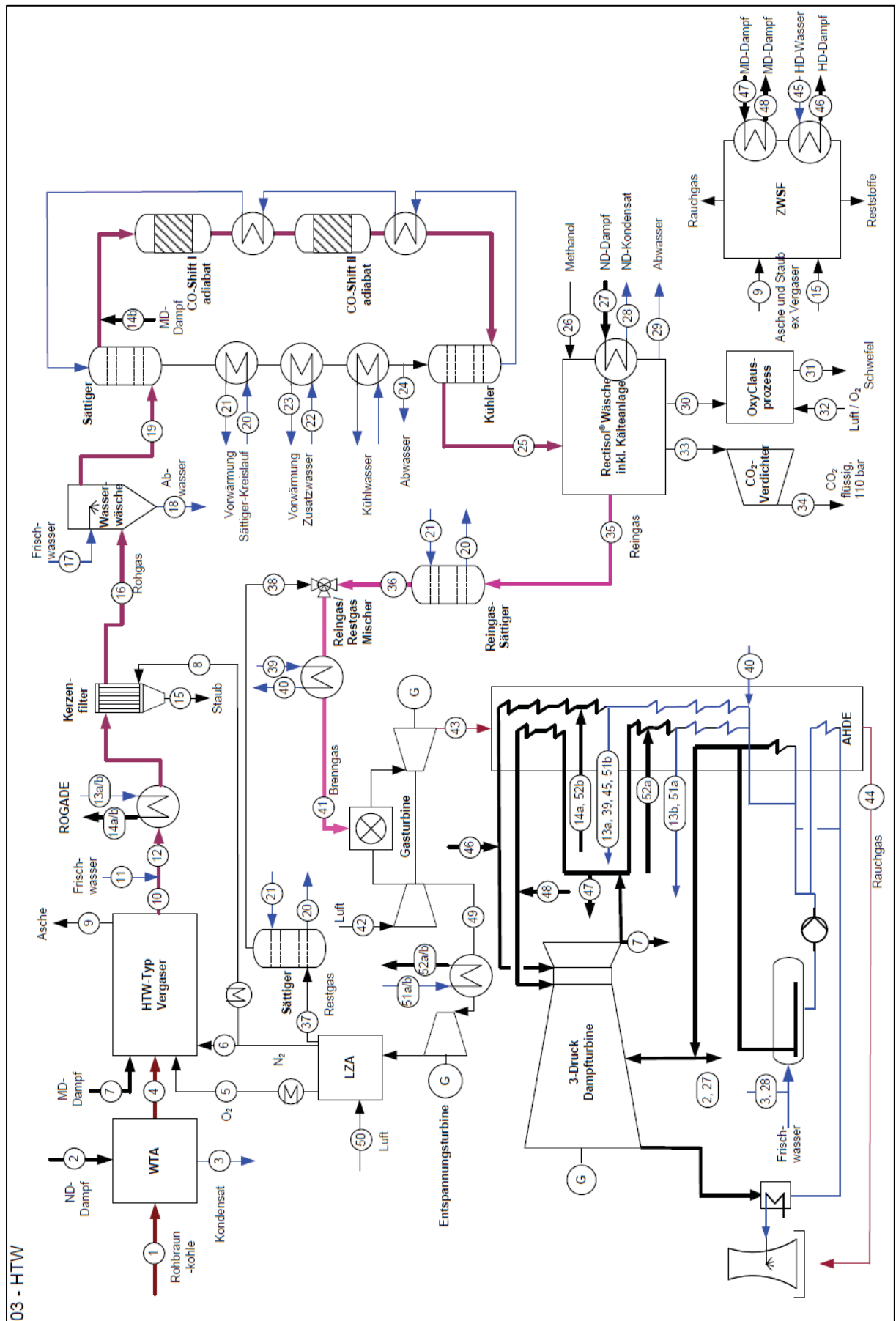


Abbildung C.3: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 03 – HTW

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	IP-steam to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	slag ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	101.09	2.97	2.97	49.40	20.56	5.22	15.27	0.58	3.95	85.41	2.24	87.65	40.81	22.30	40.81
temperature	[°C]	157	152	152	70	235	39	274	305	800	960	25	920	247	244	342
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	60.00	33.00	150.00	37.00	150.00
phase state	[t]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	100.00	-	-	16.24	100.00	18.75	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	3.76	5.06	-	4.90	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	1.84	0.16	-	0.15	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.36	-	28.48	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.55	-	15.09	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	38.91	27.71	-	26.88	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.12	-	4.96	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.38	-	0.37	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	55.49	0.38	-	0.37	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	45.83	-	45.83	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	80.85	54.17	-	54.17	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	19.15	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	102.00	-	-	102.00	-	-	-	-	102.00	102.00	-	102.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	101.09	-	-	49.40	-	-	-	-	3.95	1.08	-	-	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27	LP-steam ex Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	22.30	1.08	88.19	10.39	2.31	96.26	188.17	188.17	10.39	10.39	34.12	94.41	0.03	13.80	13.80
temperature	[°C]	244	285	285	25	35	171	86	160	175	169	35	70	25	157	145
pressure	[bar]	37.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	27.30	30.00	5.00	5.00
phase state	[t]	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	-	18.67	98.99	95.21	26.69	99.46	99.46	99.00	99.00	99.26	1.30	-	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	5.38	-	0.00	4.85	0.01	0.01	-	-	0.00	4.92	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	0.15	-	0.00	0.14	0.00	0.00	-	-	0.00	0.14	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	28.35	-	0.14	25.55	0.02	0.02	-	-	0.00	1.39	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	15.02	-	0.07	13.53	0.00	0.00	-	-	0.09	38.27	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	26.75	-	0.01	24.11	0.02	0.02	-	-	0.01	49.03	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	4.94	-	0.21	4.45	0.50	0.50	-	-	0.10	4.48	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0.37	-	0.00	0.33	0.00	0.00	-	-	0.00	0.35	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0.01	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0.37	1.01	4.36	0.34	-	0.00	1.00	1.00	0.53	0.13	100.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	45.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	54.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	1.08	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.5: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 03 – HTW

stream name (number)		waste water ex Rectisol®-wash 29	H ₂ S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO ₂ -rich gas to compressor 33	CO ₂ -rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectisol®-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	1.07	3.89	0.53	4.87	75.63	75.63	75.63	29.17	19.97	50.44	30.34	79.61	652.79
temperature	[°C]	25	25	25	25	20	20	60	143	6.56	144	163	300	15
pressure	[bar]	1.01	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	0.8 / 2.7	24.60	24.50	26.00	24.50	149.00	24.00	1.01
phase state		liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)														
H ₂ O	[Vol.-%]	98.89	4.21	-	1.01	0.00	0.00	0.00	19.97	0.00	17.52	100.00	19.09	1.01
O ₂	[Vol.-%]	-	0.00	-	20.74	-	-	-	0.00	2.00	1.63	-	0.59	20.74
N ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	77.30	0.27	0.27	8.14	6.56	98.00	79.98	-	33.02	77.30
AR	[Vol.-%]	0.00	-	-	0.92	0.00	0.00	0.23	0.18	-	0.01	-	0.12	0.92
CO	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.00	0.00	2.29	1.83	-	0.03	-	1.18	-
CO ₂	[Vol.-%]	0.03	74.24	-	0.03	99.45	99.45	0.98	0.79	-	0.00	-	0.50	0.03
H ₂	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.01	0.01	81.12	65.31	-	0.03	-	41.78	-
CH ₄	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.26	0.26	7.24	5.36	-	0.81	-	3.72	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0.00	16.24	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.01	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-
HCL	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	1.08	5.30	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)														
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	0.53	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)		exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	GuD - HP-steam (ZWSF) 45	GuD - HP-steam (ZWSF) 46	GuD - IP-steam (ZWSF) 47	GuD - IP-steam (ZWSF) 48	air to release turbine 49	external air to ASU 50	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 51a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 51b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 52a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 52b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	642.90	642.90	12.55	12.55	12.45	12.45	89.50	89.50	5.20	4.79	5.20	4.79
temperature	[°C]	593	95	158	158	361	361	403	15	244	244	246	242
pressure	[bar]	1.05	1.04	158.00	153.00	36.15	36.15	16.70	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00
phase state		gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)													
H ₂ O	[Vol.-%]	16.21	16.21	100.00	100.00	100.00	100.00	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	10.62	10.62	-	-	-	-	20.74	20.74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	71.00	71.00	-	-	-	-	77.30	77.30	-	-	-	-
AR	[Vol.-%]	0.78	0.78	-	-	-	-	0.92	0.92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	0.03	0.03	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	1.24	1.24	-	-	-	-	0.03	0.03	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	0.15	0.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)													
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.6: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 03 – HTW

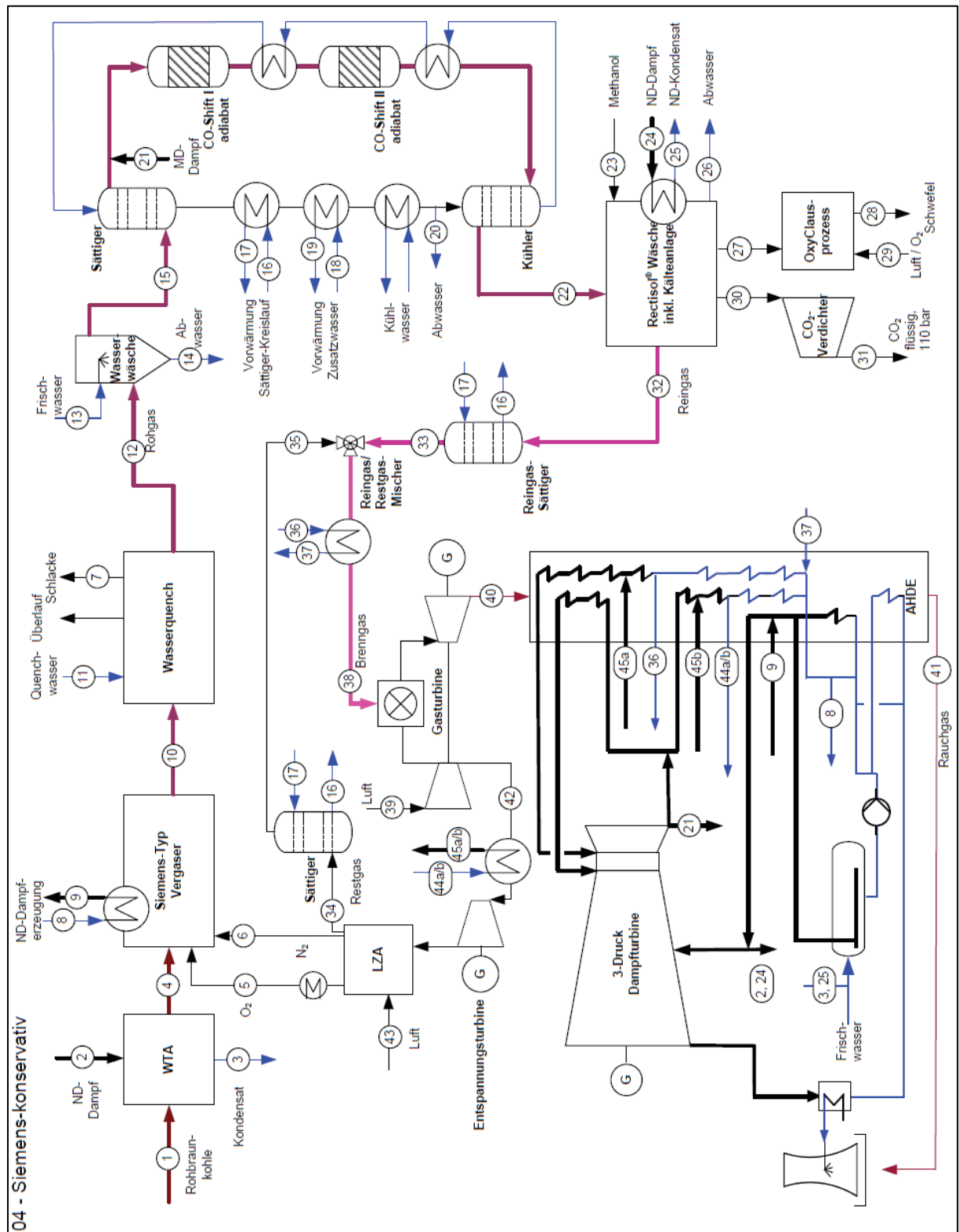


Abbildung C.4: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 04 – Siemens-konservativ

stream name (number)	raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O2-steam to gasifier 5	N2-steam to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to ac- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	105.14	3.09	3.09	51.38	31.02	6.01	3.82	6.82	6.82	84.59	72.98	166.33	7.05	7.85	165.52
temperature [°C]	230.29	86	157	70	225	19	153	153	155	1,450	25	205	25	72	205
pressure [bar]	25.10	24.65	5.00	36.00	36.00	36.00	-	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.50	31.50
phase state	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)															
H2O	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	57.39	98.99	99.57	57.14
O2	[Vol.-%]	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	0.00
N2	[Vol.-%]	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	2.77	0.00	0.00	0.00
AR	[Vol.-%]	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.11	-	-	2.79
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	51.44	-	23.19	-	-	0.11
CO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	3.57	-	-	23.31
H2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	12.65	-	-	3.59
H4	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	12.71
H2S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.29	-	-	0.00
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	-	0.00
CH4	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-	0.02
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	7.16	-	-	96.42	-	-	96.42	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	4.30	-	-	3.58	-	-	3.58	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	105.14	-	100.00	-	-	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	-
total mass flow (sc.GT)	[kg/s]	105.14	-	51.38	-	-	3.82	-	-	3.82	-	-	-	-	-
stream name (number)	preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex cycle 20	IP-steam to CO- shift 21	raw gas ex CO- shift 22	methanol to Rectisol-wash 23	LP-steam to Rectisol-wash 24	LP-condens. ex Rectisol-wash 25	waste water ex Rectisol-wash 26	H2S-rich gas to claus-process 27	sulfur ex claus- process 28	air to claus- process 29	CO2-rich gas to compressor 30
mass flow rate (sc.GT)	230.29	230.29	7.05	7.05	104.80	0.04	112.58	0.04	16.50	16.50	0.29	4.80	0.85	7.77	94.90
temperature [°C]	86	86	175	175	75	242.8	38	25	157	145	145	25	25	25	20
pressure [bar]	25.10	24.65	32.00	32.00	26.80	36.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	gaseous	solid	gaseous	0.8 / 2.7
phase state	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)															
H2O	[Vol.-%]	100.00	100.00	99.00	99.81	100.00	0.29	-	100.00	100.00	99.96	4.18	-	1.01	-
O2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	20.74	-
N2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.00	-	0.27	-	-	-	0.00	0.00	-	77.50	0.27
AR	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.19	-	0.19	-	-	-	0.00	0.00	-	0.92	0.00
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	1.42	-	1.42	-	-	-	0.04	74.32	-	0.03	0.00
CO2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	39.66	-	39.66	-	-	-	0.00	0.00	-	0.00	99.71
H2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.02	-	53.72	-	-	-	0.00	0.00	-	-	0.01
CH4	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.00	-	0.45	-	-	-	0.00	0.00	-	-	0.00
H2S	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	21.25	-	-	0.00
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.01	-	0.00	-	-	-	0.00	0.21	-	-	0.00
CH3OH	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	-	0.00
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N2O	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3COH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.00	1.00	1.00	0.06	-	0.00	100.00	-	-	0.00	0.03	-	-	0.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
total mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.7: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 04 – Siemens-konservativ

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	CO2-rich gas ex compressor 31	clean gas ex Pectisole-wash 32	saturated clean gas ex s-cycle 33	used residual gas ex ASU 34	saturated residual gas 35	water to fuel gas preheating 36	water ex fuel gas preheating 37	preheated fuel gas 38	air to gas turbine 39	exhaust gas ex gas turbine 40	exhaust gas ex HRSQ 41	release-air ex GT compressor 42	external air to asu 43	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 44a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 44b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	94.90	16.67	46.72	27.44	35.35	39.02	39.02	82.07	652.79	714.47	714.47	20.40	20.40	1.19	1.52
temperature	[°C]	110.00	24.60	24.50	26.00	155	340	184	300	15	537	113	18.50	15	244	340
pressure	[bar]	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid
composition (gas, liquid)	[Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%]	- - 0.27 0.00 0.00 99.71 0.01 0.00 0.00 0.00 0.00 - - - - - -	0.00 - 7.08 0.29 2.36 1.05 89.22 0.00 0.00 0.00 0.00 - - - - - -	33.44 0.00 4.71 0.19 1.57 0.70 59.38 0.00 0.00 0.00 0.00 - - - - - -	- 2.00 98.00 - - - - - - - - - - - - - - -	31.00 1.38 67.62 0.00 0.00 0.00 0.00 0.00 0.00 0.00 0.00 - - - - - -	100.00 - - - - - - - - - - - - - - - - -	100.00 - - - - - - - - - - - - - - - - -	32.90 0.31 18.62 0.15 1.22 0.54 46.26 0.00 0.00 0.00 0.00 - - - - - -	1.01 20.74 77.30 0.92 - 0.03 - - - - - - - - - -	19.74 11.31 67.61 0.79 0.00 0.45 0.00 - - - - - - - - - -	19.74 11.31 67.61 0.79 0.00 0.45 0.00 - - - - - - - - - -	1.01 20.74 77.30 0.92 - 0.03 - - - - - - - - -	100.00 - - - - - - - - - - - - - - -	100.00 - - - - - - - - - - - - - - -	
composition (solid)	[Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%]	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -
GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 45a	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	1.19 246 36.00 gaseous	1.19 342 150.00 gaseous	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 45b	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	1.19 342 150.00 gaseous	1.19 342 150.00 gaseous	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (gas, liquid)	[Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%] [Vol.-%]	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -
composition (solid)	[Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%] [Ma.-%]	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -	- - - - - - - - - - - - -
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.8: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 04 – Siemens-konservativ

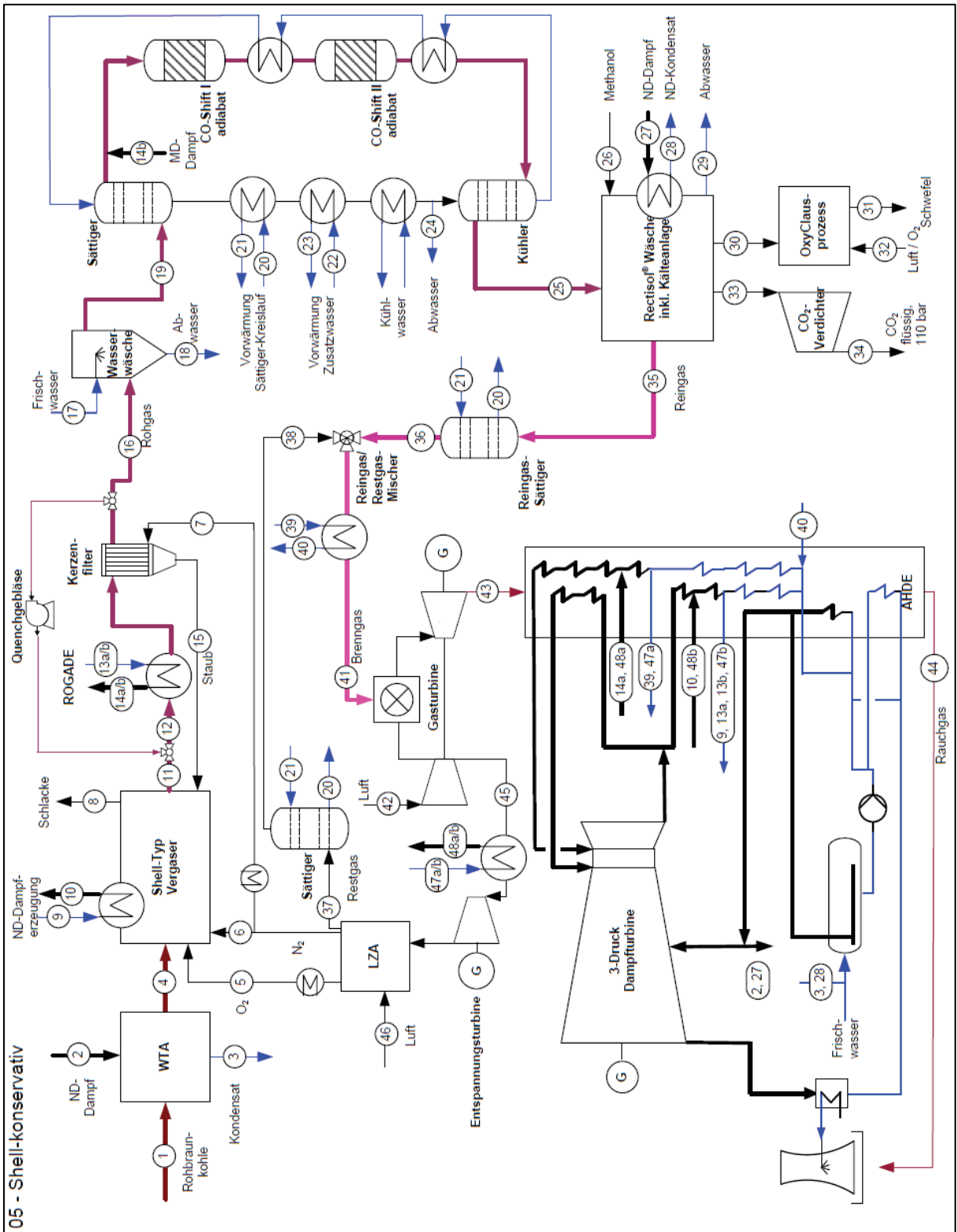


Abbildung C.5: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 05 – Shell-konservativ

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	106.54	3.13	3.13	52.06	32.88	6.07	1.74	3.76	2.41	2.41	87.26	271.50	87.51	37.76	87.51
temperature	[°C]	25	152	152	70	235	19	305	1500	244	244	1500	750	247	244	242
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	33.00	150.00	37.00	150.00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	-	100.00	100.00	11.88	11.76	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	100.00	-	-	-	5.95	6.92	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	0.25	0.25	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.77	50.25	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.61	6.54	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	23.59	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	0.61	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	0.05	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	100.00	100.00	100.00	0.00	0.00	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	99.26	-	-	99.26	99.26	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	0.74	-	-	0.74	0.74	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	106.54	-	-	100.00	-	-	-	100.00	-	-	100.00	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	106.54	-	-	52.06	-	-	-	3.76	-	-	15.02	15.02	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27	LP-condens. ex Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	37.76	15.02	89.00	16.49	7.97	97.52	261.31	261.31	16.49	16.49	32.87	114.95	0.04	16.54	16.54
temperature	[°C]	244	285	285	25	35	159	91	150	175	161	35	39	25	157	145
pressure	[bar]	36.00	31.60	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	27.30	30.00	5.00	5.00
phase state		gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	-	11.70	98.99	99.28	20.80	99.94	99.94	99.00	99.00	99.43	0.31	-	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	7.38	-	0.00	6.61	0.01	0.01	-	-	0.00	5.45	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	0.25	-	0.00	0.23	0.01	0.01	-	-	0.00	0.19	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	50.00	-	0.27	44.75	0.03	0.03	-	-	0.01	2.31	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	6.51	-	0.03	5.83	0.00	0.00	-	-	0.11	39.36	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	23.47	-	0.01	21.02	0.02	0.02	-	-	0.02	51.88	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0.61	-	0.01	0.54	0.00	0.00	-	-	0.00	0.48	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0.05	-	0.00	0.04	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0.02	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.40	0.19	0.00	0.00	1.00	1.00	0.44	0.01	100.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	99.26	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	15.02	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.9: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 05 – Shell-konservativ

stream name (number)	kg/s	air to claus- process 32	CO ₂ -rich gas to compressor 33	CO ₂ -rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectisol®-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)	729.68	8.07	94.29	94.29	19.59	32.57	42.33	48.32	32.45	32.45	80.89	652.79	729.68
temperature [°C]	25	25	20	20	47	17	90	144	161	161	300	15	527
pressure [bar]	1.01	1.01	0.8 / 2.7	0.8 / 2.7	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	149.00	24.00	1.01	1.05
phase state	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)													
H ₂ O	99.96	4.24	0.00	0.00	0.00	17.84	-	17.97	100.00	100.00	17.88	1.01	15.41
O ₂	-	0.00	0.27	0.27	0.27	0.00	2.00	1.54	-	-	0.51	20.74	11.84
N ₂	0.00	0.00	0.01	0.01	0.01	0.00	98.00	80.57	-	-	30.16	77.30	71.21
Ar	0.00	-	0.01	0.01	0.01	0.00	-	0.07	-	-	0.17	0.92	0.81
CO	0.04	73.38	99.71	99.71	99.71	0.88	-	0.01	-	-	2.16	0.00	0.00
CO ₂	0.00	-	0.01	0.01	0.01	85.88	-	0.04	-	-	0.55	0.03	0.52
H ₂	0.00	-	0.00	0.00	0.00	70.58	-	0.00	-	-	48.56	-	0.00
CH ₄	0.01	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-
H ₂ S	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-
COS	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	0.00	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	0.00	0.45	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	0.11
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)													
MOISTURE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	0.88	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	kg/s	external air to asu 46	GuD - IP - water (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP - water (ex GT-compr.) 47b	GuD - IP - steam (ex GT-compr.) 48a	GuD - HP - steam (ex GT-compr.) 48b
mass flow rate (sc.GT)	4.00	4.00	0.23	0.32	0.23	0.32
temperature [°C]	427	15	244	246	340	342
pressure [bar]	18.88	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00
phase state	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)						
H ₂ O	15.41	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00
O ₂	11.84	20.74	-	-	-	-
N ₂	71.21	77.30	-	-	-	-
Ar	0.81	0.92	-	-	-	-
CO	0.00	-	-	-	-	-
CO ₂	0.62	0.03	-	-	-	-
H ₂	0.00	-	-	-	-	-
CH ₄	0.00	-	-	-	-	-
H ₂ S	-	-	-	-	-	-
COS	-	-	-	-	-	-
HCL	-	-	-	-	-	-
NO	0.11	-	-	-	-	-
NO ₂	0.00	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	0.00	-	-	-	-	-
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)						
MOISTURE	-	-	-	-	-	-
ASH	-	-	-	-	-	-
CARBON	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	-	-	-	-	-	-
SULFUR	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	-	-	-	-	-	-
TOTAL	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.10: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 05 – Shell-konservativ

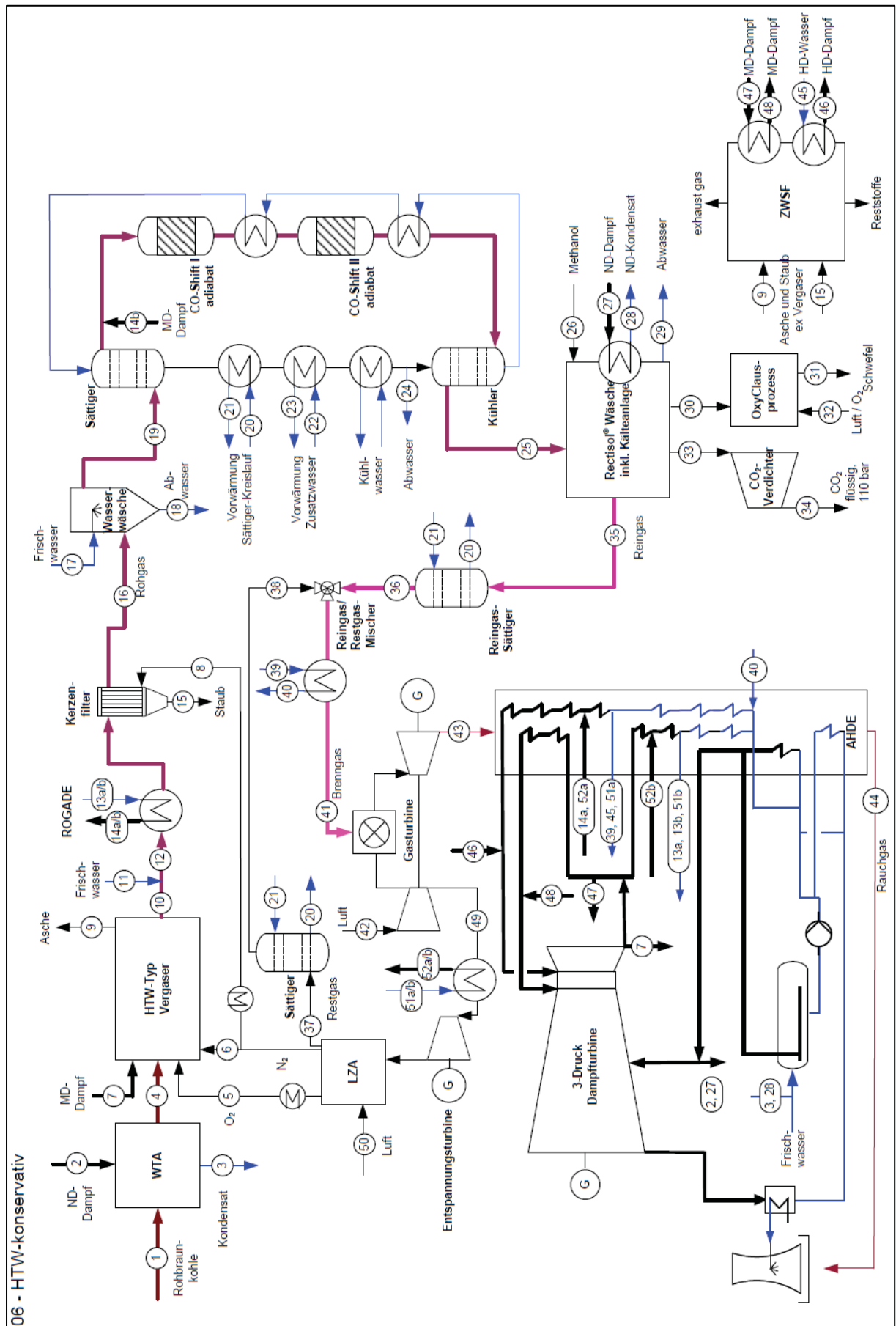


Abbildung C.6: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 06 – HTW-konservativ

stream name (number)		raw lignite to WTa 1	LP-steam to WTa 2	condensate ex WTa 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	ash ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	102,73	3,02	3,02	50,20	20,90	5,30	15,51	0,59	4,01	86,79	2,28	89,62	41,76	22,39	41,76
temperature [°C]	[°C]	25	157	152	70	235	39	274	305	600	960	25	920	247	244	342
pressure [bar]	[bar]	1,01	5,00	5,00	36,00	36,00	36,00	36,00	75,00	33,00	33,00	60,00	33,00	150,00	37,00	150,00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100,00	100,00	-	98,00	-	100,00	-	-	16,24	100,00	18,75	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	3,76	0,01	-	0,01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1,00	100,00	-	100,00	1,84	5,06	-	0,15	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	0,16	0,16	-	0,15	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	28,88	28,88	-	28,88	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	15,55	15,55	-	15,55	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	38,91	27,71	-	38,91	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	5,12	-	4,95	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	0,38	-	0,37	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	0,01	-	0,01	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	0,02	-	0,02	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	-	-	55,49	0,38	-	0,37	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57,00	-	-	12,00	-	-	-	-	80,85	45,83	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3,50	-	-	7,16	-	-	-	-	19,15	54,17	-	45,83	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25,98	-	-	53,17	-	-	-	-	-	-	-	54,17	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2,10	-	-	4,30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0,30	-	-	0,61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0,03	-	-	0,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0,80	-	-	1,64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10,29	-	-	21,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	102,73	-	-	50,20	-	-	-	-	100,00	100,00	-	100,00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	102,73	-	-	50,20	-	-	-	-	4,01	1,10	-	1,10	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27	LP-condens. ex Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	22,39	1,10	89,62	10,55	2,35	97,82	191,72	191,72	10,55	10,55	34,63	95,71	0,03	13,98	13,98
temperature [°C]	[°C]	244	285	285	25	35	171	85	160	175	169	35	69	25	157	145
pressure [bar]	[bar]	37,00	31,90	31,90	1,00	31,00	31,50	25,10	24,60	32,00	32,50	26,30	27,30	30,00	5,00	5,00
phase state		gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100,00	-	18,67	98,99	95,21	26,69	99,44	99,44	99,00	99,00	99,25	1,24	-	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	5,38	-	0,00	4,85	0,01	0,01	-	-	-	-	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	0,15	-	0,00	0,14	0,00	0,00	-	-	0,00	4,94	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	28,35	-	0,14	25,55	0,02	0,02	-	-	0,00	0,00	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	15,02	-	0,07	13,53	0,00	0,00	-	-	0,09	1,61	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	26,75	-	0,01	24,11	0,02	0,02	-	-	0,01	38,16	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	4,94	-	0,21	4,45	0,51	0,51	-	-	0,10	48,95	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	0,37	-	0,00	0,33	0,00	0,00	-	-	0,00	0,35	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	0,01	-	0,00	0,01	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	0,00	0,00	-	-	-	-	0,00	0,00	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0,37	1,01	4,36	0,34	0,00	0,00	1,00	1,00	0,54	0,13	100,00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	45,83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	54,17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	100,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	1,10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.11: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 06 – HTW-konservativ

stream name (number)		exhaust gas ex HRSG 44	GuD - HP-water (ZWSF) 45	GuD - IP-steam (ZWSF) 46	GuD - IP-steam (ZWSF) 47	release-air ex GT- compressor 49	external air to ASU 50	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 51a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 51b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 52a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 52b	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	732.13	12.37	12.37	12.27	1.60	1.60	0.10	0.13	0.10	0.13	30.87	30.87	80.94	652.79	732.13
temperature	[°C]	105	158	562	320	428	15	244	340	246	246	144	144	300	15	527
pressure	[bar]	1.04	158.00	153.00	36.15	18.90	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00	150.00	149.00	24.00	1.01	1.05
phase state		gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H2O	[Vol.-%]	98.91	4.10	100.00	100.00	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	19.12	1.01	14.63
O2	[Vol.-%]	-	-	-	-	20.74	20.74	-	-	-	-	-	-	0.59	20.74	11.66
N2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	77.30	77.30	-	-	-	-	-	-	32.92	77.30	71.64
AR	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.92	0.92	-	-	-	-	-	-	0.12	0.92	0.80
CO	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.37	-	0.00
CO2	[Vol.-%]	0.03	74.30	-	100.00	99.45	99.45	-	-	-	-	-	-	0.50	0.03	1.16
H2	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.01	80.76	65.02	-	0.03	-	-	-	3.72	-	0.00
CH4	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.26	7.24	5.35	-	0.83	-	-	-	0.00	-	-
H2S	[Vol.-%]	0.00	16.29	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.02	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.11
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
RESIDUE	[Vol.-%]	1.06	5.29	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	-	-	0.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)		exhaust gas ex HRSG 44	GuD - HP-water (ZWSF) 45	GuD - IP-steam (ZWSF) 46	GuD - IP-steam (ZWSF) 47	release-air ex GT- compressor 49	external air to ASU 50	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 51a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 51b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 52a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 52b	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	732.13	12.37	12.37	12.27	1.60	1.60	0.10	0.13	0.10	0.13	30.87	30.87	80.94	652.79	732.13
temperature	[°C]	105	158	562	320	428	15	244	340	246	246	144	144	300	15	527
pressure	[bar]	1.04	158.00	153.00	36.15	18.90	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00	150.00	149.00	24.00	1.01	1.05
phase state		gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H2O	[Vol.-%]	98.91	4.10	100.00	100.00	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	19.12	1.01	14.63
O2	[Vol.-%]	-	-	-	-	20.74	20.74	-	-	-	-	-	-	0.59	20.74	11.66
N2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	77.30	77.30	-	-	-	-	-	-	32.92	77.30	71.64
AR	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.92	0.92	-	-	-	-	-	-	0.12	0.92	0.80
CO	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.37	-	0.00
CO2	[Vol.-%]	0.03	74.30	-	100.00	99.45	99.45	-	-	-	-	-	-	0.50	0.03	1.16
H2	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.01	80.76	65.02	-	0.03	-	-	-	3.72	-	0.00
CH4	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	0.26	7.24	5.35	-	0.83	-	-	-	0.00	-	-
H2S	[Vol.-%]	0.00	16.29	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.02	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.11
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
RESIDUE	[Vol.-%]	1.06	5.29	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	-	-	-	0.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.12: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 06 – HTW-konservativ

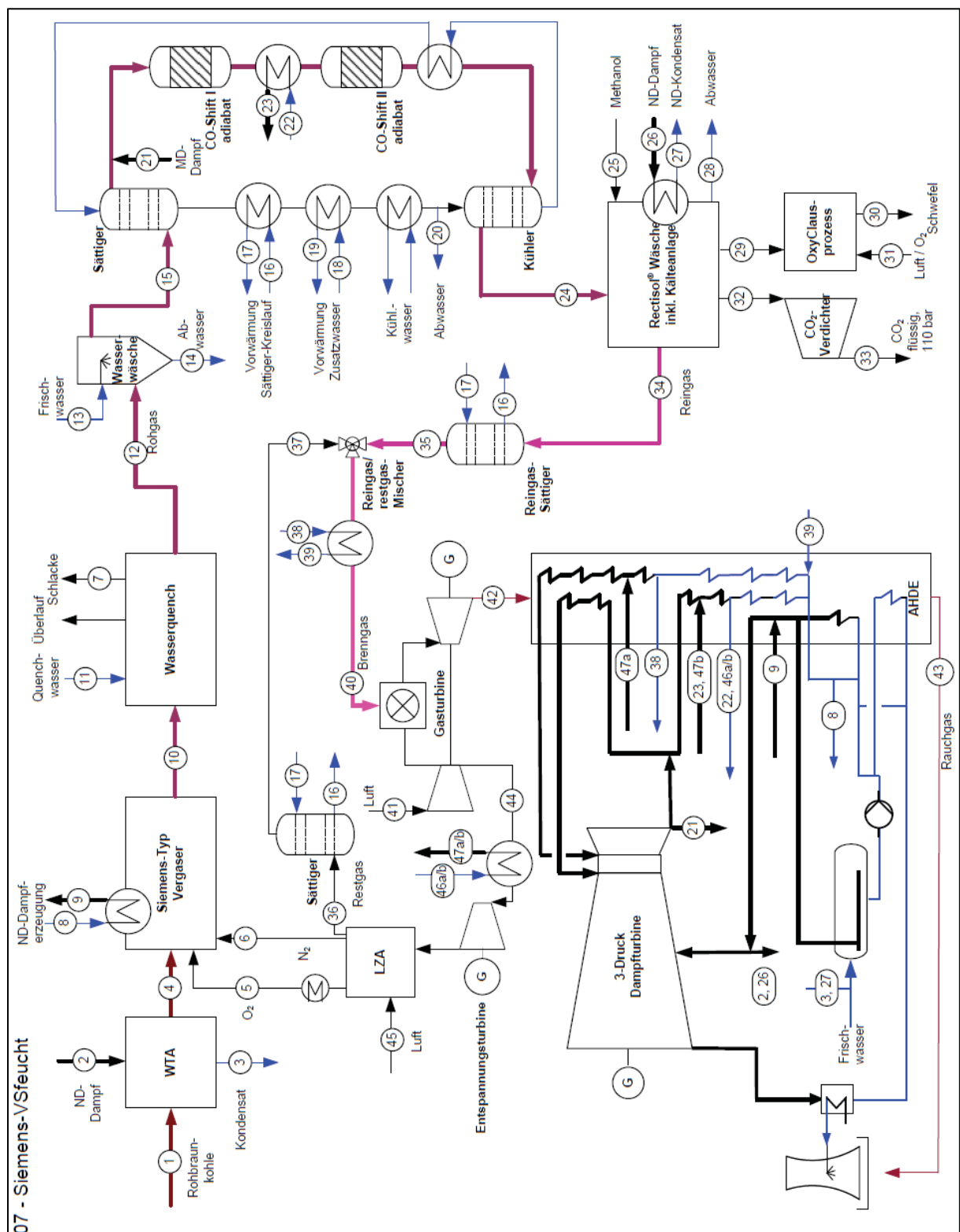


Abbildung C.7: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 07 – Siemens-VSfeucht

stream name (number)			raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		104.81	3.01	3.01	53.02	31.54	5.97	3.80	6.77	6.77	86.72	74.58	171.12	7.01	7.89	170.25
temperature	[°C]		157	157	152	70	235	19		153	155	1450	25	208	25	75	206
pressure	[bar]		1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00		5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.50
phase state	[L]		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	100.00	100.00	12.76	100.00	58.99	98.99	99.56	58.74
O ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	5.00	-	0.00	-	0.00	0.00
N ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.84	-	0.00	-	0.00	2.70
Ar	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.24	-	0.00	-	0.00	0.11
CO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	49.08	-	22.02	-	-	22.14
CO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.82	-	12.07	-	0.02	3.84
H ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	24.63	-	0.00	-	0.00	12.14
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.61	-	0.28	-	0.00	0.28
HPS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	0.01	0.02
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	0.00	0.00
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		57.00	-	-	15.00	-	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		3.50	-	-	6.91	-	-	-	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		25.98	-	-	51.36	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		2.10	-	-	4.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		0.30	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		0.80	-	-	1.58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		10.29	-	-	20.35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		104.81	-	-	53.02	-	-	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		104.81	-	-	53.02	-	-	3.80	100.00	-	3.80	-	-	-	-	-
stream name (number)			preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex sc- cycle 20	LP-steam to CO- shift 21	HP-water to CO- Shift 22	HP-steam from CO-Shift 23	raw gas ex CO- shift 24	methanol to Rectisol®-wash 25	LP-steam to Rectisol®-wash 26	LP-condens. ex Rectisol®-wash 27	waste water ex Rectisol®-wash 28	H ₂ S-rich gas to claus-process 29	sulfur ex claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		152.73	152.73	7.01	7.01	78.21	0.04	26.27	26.27	122.94	0.04	16.36	16.36	11.23	4.79	0.84
temperature	[°C]		83	195	175	175	44	242.8	247	342	128	25	157	145	25	25	25
pressure	[bar]		25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	36.00	150.00	150.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01
phase state	[L]		liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100.00	100.00	99.00	99.00	99.88	100.00	100.00	100.00	10.27	-	100.00	100.00	99.71	4.20	-
O ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
N ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	3.86	-	-	-	0.00	0.00	-
Ar	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.16	-	-	-	0.16	-	-	-	0.00	0.00	-
CO	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	1.03	-	-	-	0.00	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.09	-	-	-	36.14	-	-	-	0.03	73.30	-
H ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.01	-	-	-	48.07	-	-	-	0.00	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.41	-	-	-	0.00	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.01	-	-	-	0.00	20.98	-
COS	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.01	-	-	-	0.00	0.69	-
HCL	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.84

Tabelle C.13: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 07 – Siemens-VSfeucht

stream name (number)	[kg/s] [kg/h] [kg]	air to claus- process 31	CO2-rich gas to compressor 32	CO2-rich gas ex compressor 33	clean gas ex Rectisol-wash 34	saturated clean gas ex s-cycle 35	used residual gas ex ASU 36	saturated residual gas 37	water to fuel gas preheating 38	water ex fuel gas preheating 39	preheated fuel gas 40	air to gas turbine 41	exhaust gas ex gas turbine 42	exhaust gas ex HRSG 43	release-air ex GT- compressor 44	external air to ASU 45
mass flow rate (sc.GT)		7,68	94,91	94,91	16,04	38,02	36,20	42,11	35,09	35,09	80,13	652,79	632,42	632,42	100,50	100,50
temperature [°C]		25	20	20	118	162	90	150	240	174	200	20,74	10,50	68,55	400	15
phase state		gaseous	0,8 / 2,7	liquid	24,60	24,50	26,00	24,50	150,00	149,00	24,00	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H2O	[Vol.-%]	1,01	0,00	0,00	0,00	27,30	-	20,31	100,00	100,00	25,44	1,01	19,59	19,59	1,01	1,01
O2	[Vol.-%]	20,74	-	-	-	0,00	2,00	1,59	-	-	0,42	20,74	10,50	10,50	20,74	20,74
N2	[Vol.-%]	77,30	0,26	0,26	7,19	5,23	98,00	78,09	-	-	24,59	77,30	68,55	68,55	77,30	77,30
AR	[Vol.-%]	0,92	0,00	0,00	0,30	0,22	-	0,00	-	-	0,16	0,92	0,78	0,78	0,92	0,92
CO	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	1,92	1,40	-	0,00	-	-	1,03	-	0,00	0,00	-	-
CO2	[Vol.-%]	0,03	99,72	99,72	1,05	0,76	-	0,00	-	-	0,56	0,03	0,43	0,43	0,03	0,03
H2	[Vol.-%]	-	0,01	0,01	89,54	65,10	-	0,00	-	-	47,80	-	0,00	0,00	-	-
CH4	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	(0,00)	-	-	0,00	-	0,14	0,00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 46a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 46b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 47b
mass flow rate (sc.GT)	5,84	5,08	5,84	5,08
temperature [°C]	244	340	246	342
pressure [bar]	37,00	150,00	36,00	150,00
phase state	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)				
H2O	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00
O2	[Vol.-%]	-	-	-
N2	[Vol.-%]	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-
CO2	[Vol.-%]	-	-	-
H2	[Vol.-%]	-	-	-
CH4	[Vol.-%]	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00
composition (solid)				
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-

Tabelle C.14: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 07 – Siemens-VSfeucht

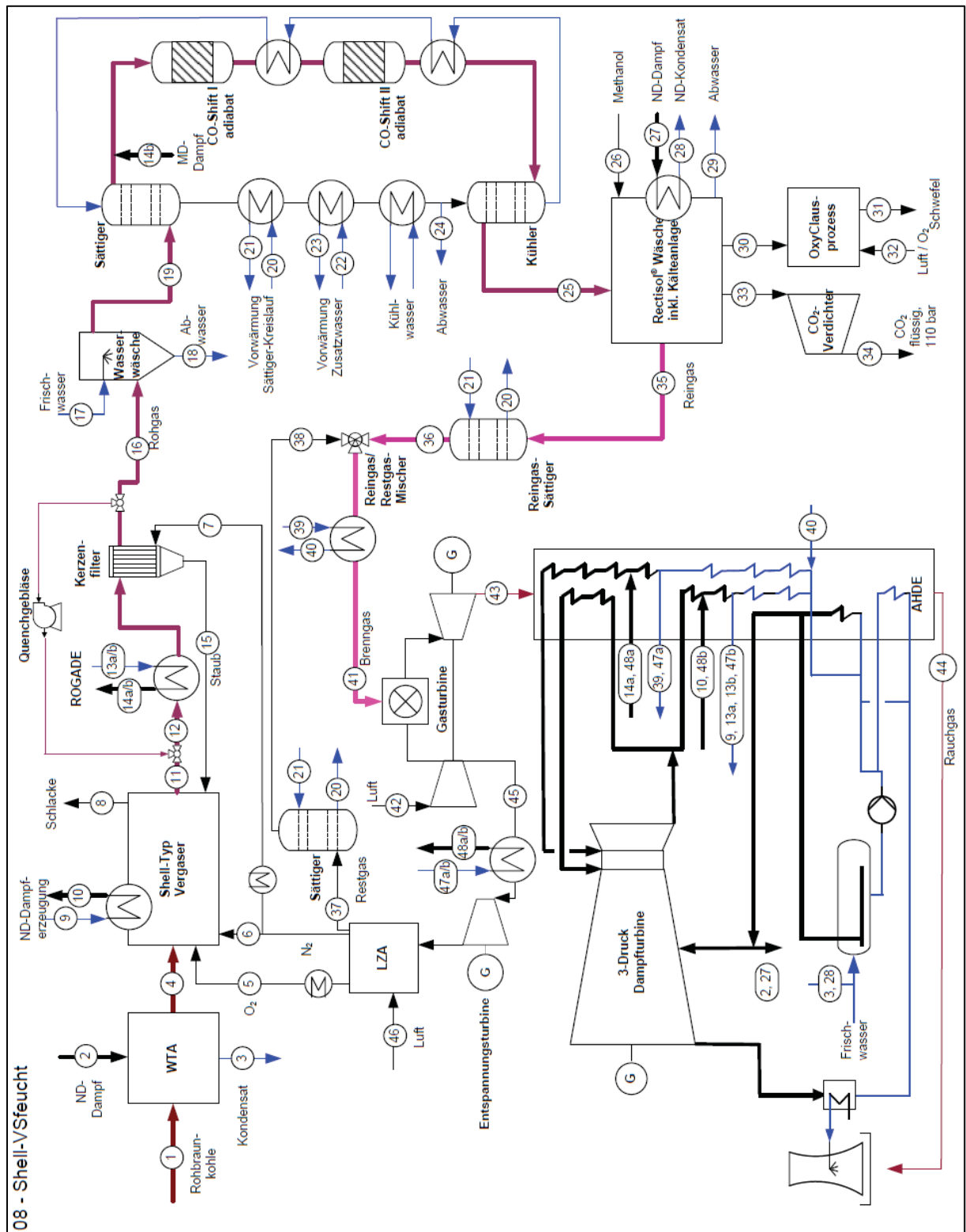


Abbildung C.8: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 08 – Shell-VSfeucht

stream name (number)			raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		106,46	3,14	3,14	53,85	33,53	6,28	1,73	3,74	2,39	2,39	89,92	279,19	90,35	36,83	90,35
temperature [°C]	[°C]		25	157	152	70	235	19	305	300	244	244	1500	750	247	247	342
pressure [bar]	[bar]		1,01	5,00	5,00	36,00	36,00	36,00	75,00	33,00	37,00	37,00	33,00	33,00	150,00	37,00	150,00
phase state			solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		-	100,00	100,00	-	98,00	-	-	-	100,00	100,00	13,94	13,79	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	1,00	100,00	-	-	-	-	0,00	0,00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	1,00	-	100,00	-	-	-	5,98	6,95	-	-	-
AR	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,25	0,25	-	-	-
CO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	48,31	47,81	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,47	7,55	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23,30	23,06	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,00	0,00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,60	0,60	-	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,04	0,04	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,02	0,02	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	100,00	100,00	100,00	0,00	0,00	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		-	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		57,00	-	-	15,00	-	-	-	-	-	-	99,26	99,26	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		3,50	-	-	6,91	-	-	-	99,26	-	-	0,74	0,74	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		25,98	-	-	51,36	-	-	-	0,74	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		2,10	-	-	4,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		0,30	-	-	0,59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		0,03	-	-	0,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		0,80	-	-	1,58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		10,29	-	-	20,35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		100,00	-	-	100,00	-	-	-	100,00	-	-	100,00	100,00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		106,46	-	-	53,85	-	-	-	3,74	-	-	-	14,96	-	-	-
GuD - IP-steam 14b																	
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		36,83	14,95	91,70	16,51	7,97	100,24	261,04	261,04	16,51	16,51	34,22	115,39	0,04	16,55	16,55
temperature [°C]	[°C]		244	31,90	295	25	35	162	91	153	175	175	151	35	25	145	145
pressure [bar]	[bar]		36,00	31,90	31,60	1,00	31,00	31,50	25,10	24,60	32,00	32,00	26,30	27,30	30,00	5,00	5,00
phase state			gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100,00	-	13,72	98,99	99,30	22,42	99,94	99,94	99,00	99,00	99,44	0,31	-	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]		-	-	0,00	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]		-	-	7,41	-	0,00	6,65	0,01	0,01	-	-	0,00	5,63	-	-	-
AR	[Vol.-%]		-	-	0,25	-	0,00	0,22	0,01	0,01	-	-	0,00	0,19	-	-	-
CO	[Vol.-%]		-	-	47,57	-	0,25	42,68	0,02	0,02	-	-	0,00	1,98	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		-	-	7,43	-	0,03	6,67	0,00	0,00	-	-	0,11	39,80	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]		-	-	22,95	-	0,01	20,60	0,02	0,02	-	-	0,02	51,59	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	0,00	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,48	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	0,59	-	0,01	0,53	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	0,04	-	0,00	0,04	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	0,02	-	0,00	0,00	-	-	-	-	0,00	0,00	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	0,00	1,01	0,40	0,18	(0,00)	0,00	1,00	1,00	0,43	0,01	100,00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	99,26	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	0,74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	100,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	100,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	14,95	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.15: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 08 – Shell-VSfeucht

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	waste water ex Rectisol-wash 29	H ₂ S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO ₂ -rich gas to compressor 33	CO ₂ -rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectisol-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)		0,31	4,76	0,90	8,21	94,97	94,97	19,35	33,15	40,29	48,49	35,40	35,40	79,64	652,79	639,28
temperature	[°C]	25	25	25	25	25	25	17	147	90	147	139	161	300	15	394
pressure	[bar]	1,01	1,01	solid	gaseous	0,8 / 2,7	liquid	24,50	24,50	26,00	24,50	150,00	149,00	24,00	1,01	1,05
phase state		liquid	gaseous		gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	99,96	4,28	-	1,01	-	-	0,00	18,88	-	19,25	100,00	100,00	100,00	1,01	17,43
O ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	20,74	0,27	0,27	-	0,00	2,00	1,61	-	-	0,49	20,74	10,77
N ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	77,30	0,00	0,00	9,39	7,63	98,00	79,02	-	-	29,35	77,30	70,23
AR	[Vol.-%]	0,00	-	-	0,92	0,00	0,00	0,31	0,25	-	0,01	-	-	0,18	0,92	0,79
CO	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	0,00	0,00	3,29	2,65	-	0,06	-	-	1,86	-	0,00
CO ₂	[Vol.-%]	0,04	72,76	-	0,03	99,73	99,73	1,03	0,84	-	0,01	-	-	0,58	0,03	0,63
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	0,00	85,97	69,75	-	0,04	-	-	48,54	-	0,00
CH ₄	[Vol.-%]	0,00	22,50	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0,01	0,02	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-
COS	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	-	-	0,00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0,00	0,43	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	-	-	0,15
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	0,90	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	exhaust gas ex HRSG 44	release air ex GT compressor 45	external air to ASU 46	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 47b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 48a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 48b
mass flow rate (sc.GT)		639,28	93,15	93,15	5,41	4,90	5,41	4,90
temperature	[°C]	82	402	15	244	340	246	342
pressure	[bar]	1,04	16,60	1,01	37,00	150,00	36,00	150,00
phase state		gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)								
H ₂ O	[Vol.-%]	17,43	1,01	1,01	100,00	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	10,77	20,74	20,74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	70,23	77,30	77,30	-	-	-	-
AR	[Vol.-%]	0,79	0,92	0,92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	0,63	0,03	0,03	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	0,15	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)								
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.16: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 08 – Shell-VSfeucht

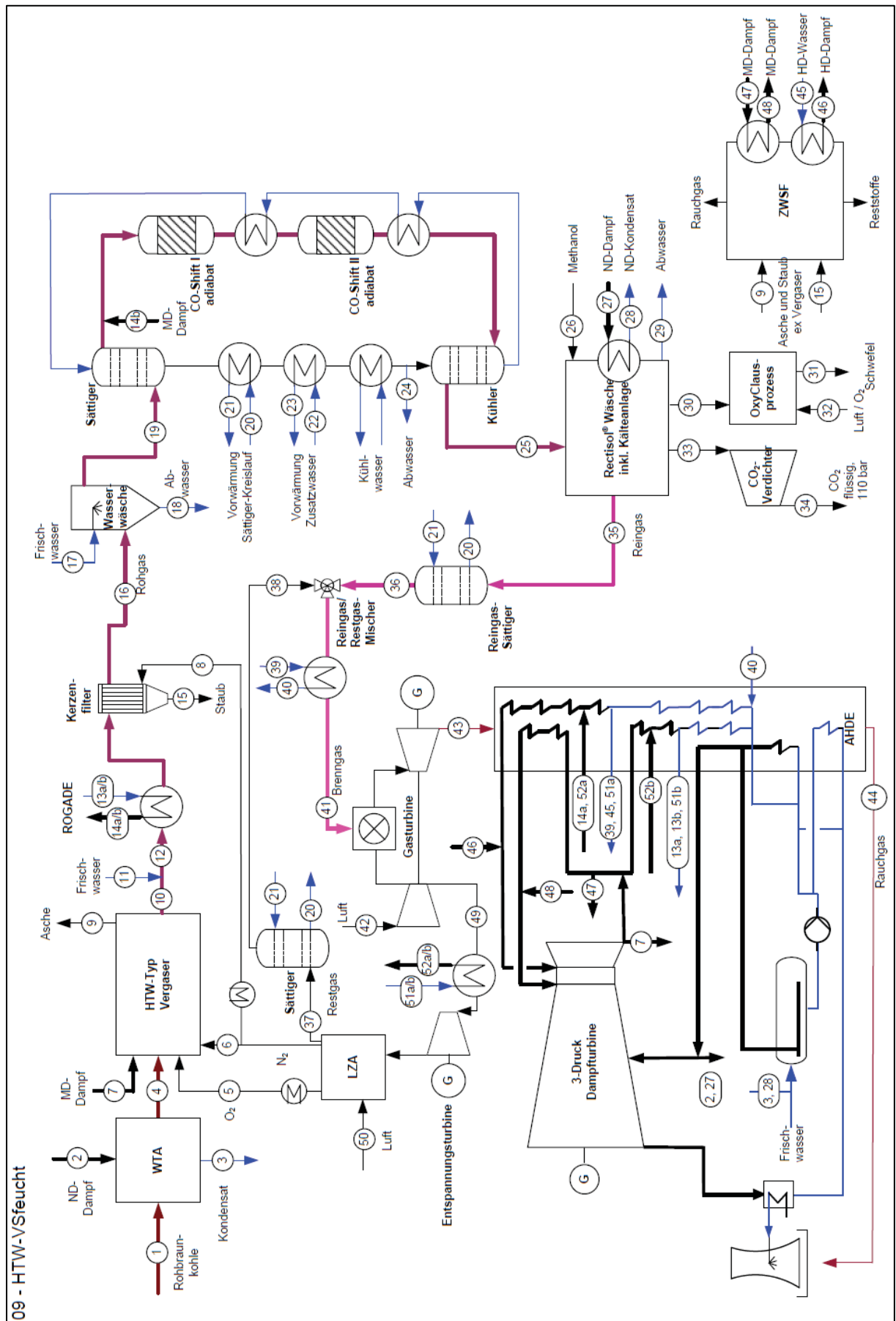


Abbildung C.9: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 09 – HTW-VSfeucht

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	ash ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	101.67	3.00	3.00	51.43	21.00	5.22	13.28	0.58	3.98	85.96	2.25	88.11	40.87	22.41	40.87
temperature	[°C]	157	152	152	70	235	39	274	305	800	960	25	920	247	244	342
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	60.00	33.00	150.00	37.00	150.00
phase state		solid	liquid	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	100.00	-	-	16.21	100.00	18.73	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	3.91	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	100.00	1.84	5.05	-	4.90	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.16	-	0.16	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.46	-	28.58	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.65	-	15.19	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	38.70	27.58	-	26.75	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.07	-	4.91	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.38	-	0.37	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	55.65	0.38	-	0.37	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	15.00	-	-	-	-	-	45.72	-	45.72	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	6.91	-	-	-	-	-	54.28	-	54.28	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	51.36	-	-	-	-	19.22	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	20.35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	-	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	101.67	-	-	51.43	-	-	-	-	3.98	1.09	-	1.09	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to WW 16	fresh water to WW 17	waste water ex WW 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to WW 22	preheated add- water to WW 23	waste water ex sc- cycle 24	IP-steam to CO- shift 14b	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	22.41	1.09	88.66	10.52	2.32	96.86	185.23	185.23	10.52	10.52	34.23	22.37	94.98	0.03	13.87
temperature	[°C]	244	287	287	25	35	171	86	160	175	169	35	243.0	70	25	157
pressure	[bar]	37.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	36.00	27.30	30.00	5.00
phase state		gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	-	18.64	98.99	95.19	26.76	99.46	99.46	99.00	99.00	99.26	100.00	1.29	-	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	5.38	-	0.00	4.84	0.01	0.01	-	-	0.00	-	4.92	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	0.16	-	0.00	0.14	0.00	0.00	-	-	0.00	-	0.14	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	28.44	-	0.14	25.60	0.02	0.02	-	-	0.00	-	1.39	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	15.12	-	0.07	13.61	0.00	0.00	-	-	0.09	-	38.41	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	26.62	-	0.20	23.96	0.02	0.02	-	-	0.01	-	48.95	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	4.89	-	0.00	4.40	0.50	0.50	-	-	0.10	-	4.43	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0.37	-	0.00	0.33	0.00	0.00	-	-	0.00	-	0.35	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0.01	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0.37	1.01	4.37	0.34	0.00	0.00	1.00	1.00	0.53	-	0.13	100.00	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	45.72	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	54.28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	1.09	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.17: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 09 – HTW-VSfeucht

stream name (number)			LP-condens. ex Rectisol®-wash 28	waste water ex Rectisol®-wash 29	H ₂ S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO ₂ -rich gas to compressor 33	CO ₂ -rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectisol®-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		13.87	1.07	3.91	0.54	4.90	76.22	76.22	76.22	29.03	44.29	50.56	29.84	29.84	79.60	652.79
temperature	[°C]		145	25	25	25	25	20	47	60	149	90	143	340	163	300	15
pressure	[bar]		5.00	1.01	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	149.00	24.00	1.01
phase state	[l]		liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100.00	98.89	4.18	-	1.01	0.00	0.00	0.00	19.82	-	17.33	100.00	100.00	19.82	1.01
O ₂	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	20.74	0.27	0.27	8.15	0.00	2.00	1.64	-	-	0.59	20.74
N ₂	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	77.30	0.00	0.00	0.24	6.59	98.00	80.18	-	-	33.15	77.30
Ar	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	0.92	0.00	0.00	0.00	0.19	-	0.03	-	-	0.12	0.92
CO	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	0.03	99.46	99.46	0.94	1.84	-	0.00	-	-	1.19	0.03
CO ₂	[Vol.-%]		-	0.03	74.24	-	0.03	0.01	0.01	81.19	65.48	-	0.03	-	-	0.48	0.03
H ₂	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	-	0.25	0.25	7.18	5.33	-	0.80	-	-	3.69	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	0.00	16.25	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	0.00	0.01	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-
COS	[Vol.-%]		-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	1.08	5.33	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	0.54	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)			exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	GuD - HP-water (ZWSF) 45	GuD - HP-steam (ZWSF) 46	GuD - IP-steam (ZWSF) 47	GuD - IP-steam (ZWSF) 48	release-air ex GT- compressor 49	external air to ASU 50	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 51a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 51b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 52a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 52b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		652.79	652.79	12.56	12.56	12.46	12.46	89.40	80.25	5.19	4.78	5.19	4.78
temperature	[°C]		592	94	158	563	361	563	403	15	244	340	246	342
pressure	[bar]		1.05	1.04	158.00	153.00	36.15	36.15	16.71	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00
phase state	[l]		gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)														
H ₂ O	[Vol.-%]		16.17	16.17	100.00	100.00	100.00	100.00	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]		10.63	10.63	-	-	-	-	20.74	20.74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]		71.03	71.03	-	-	-	-	77.30	77.30	-	-	-	-
Ar	[Vol.-%]		0.78	0.78	-	-	-	-	0.92	0.92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		1.23	1.23	-	-	-	-	0.03	0.03	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		0.15	0.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)														
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.18: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 09 – HTW-VSfeucht

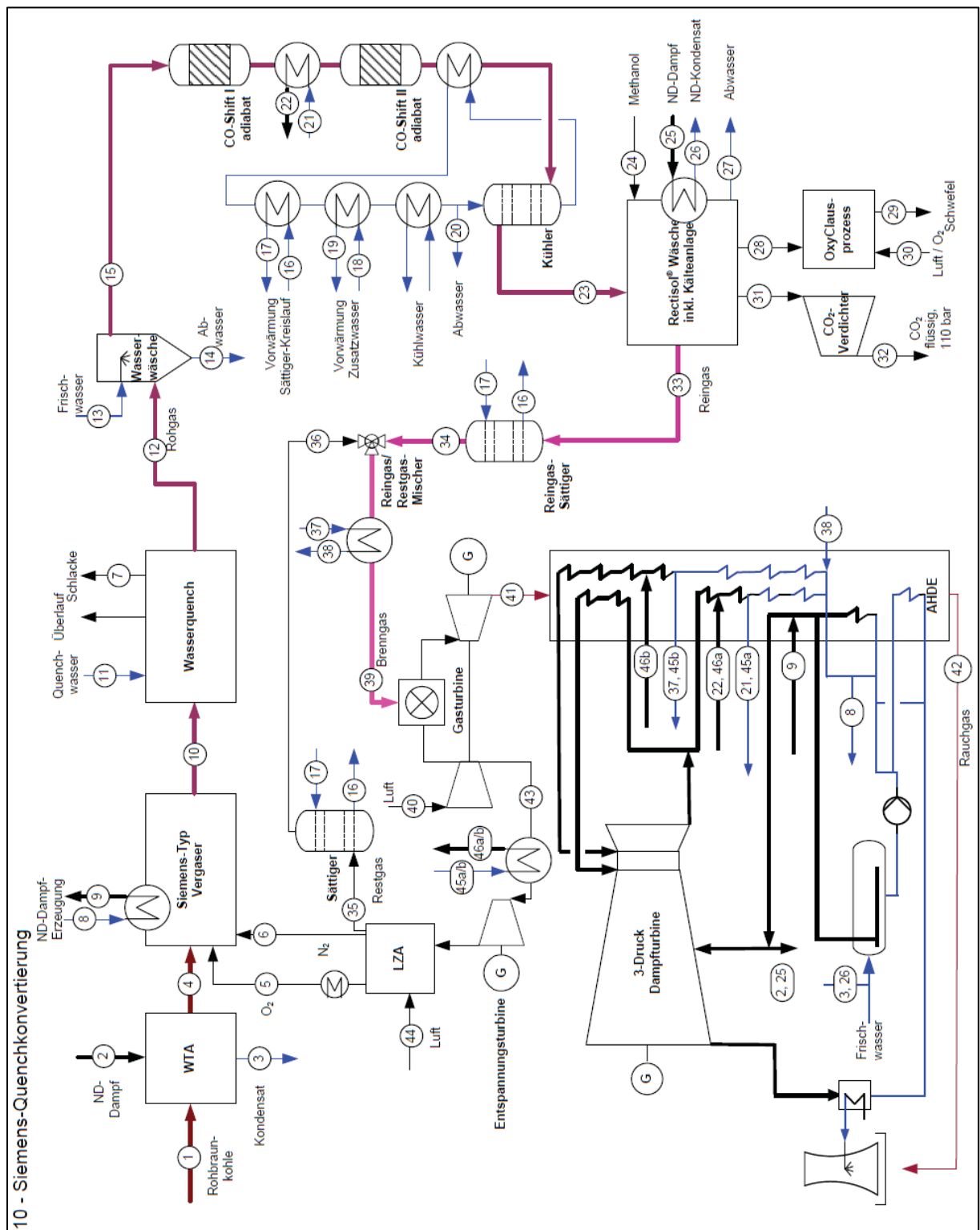


Abbildung C.10: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 10 – Siemens-Quenchkonvertierung

stream name (number)			raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		103.40	3.04	3.04	50.53	30.50	5.91	3.62	6.71	6.71	83.19	83.76	174.22	6.92	7.71	173.43
temperature	[°C]		157	152	152	70	235	39	203	153	155	1450	25	203	202	69	202
pressure	[bar]		1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.50
phase state	[l]		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	54.20	98.99	99.54	53.96
O ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
N ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	2.69	-	0.00	2.69
Ar	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.25	-	0.11	-	0.00	0.11
CO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	54.41	-	15.62	-	-	15.70
CO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	9.34	-	-	9.39
H ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	17.84	-	0.04	17.92
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.27	-	0.00	0.27
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	0.01	0.02
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-	0.00
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
ASH	[Ma.-%]		57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	-	3.58	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		0.61	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		10.29	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		100.00	-	-	21.06	-	-	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		103.40	-	-	50.53	-	-	3.62	-	-	3.75	-	-	-	-	-
stream name (number)			preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex sc- cycle 20	IP-water to CO- Shift 21	IP-steam from CO-Shift 22	raw gas ex CO- shift 23	methanol to Rectisol®-wash 24	LP-steam to Rectisol®-wash 25	LP-condens. ex Rectisol®-wash 26	waste water ex Rectisol®-wash 27	H ₂ S-rich gas to claus-process 28	sulfur ex claus- process 29	air to claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		223.01	223.01	6.92	6.92	74.56	12.33	12.33	111.11	0.04	16.26	16.26	0.31	4.74	0.86	7.82
temperature	[°C]		85	195	175	175	35	244	246	39	25	157	145	25	25	25	25
pressure	[bar]		25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01
phase state	[l]		liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100.00	100.00	99.00	99.00	99.81	100.00	100.00	0.31	-	100.00	100.00	99.96	4.27	-	1.01
O ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	20.74
N ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	4.25	-	-	-	0.00	0.00	-	77.30
Ar	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.17	-	-	-	0.00	-	-	0.92
CO	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.09	-	-	1.12	-	-	-	0.00	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	-	-	38.84	-	-	-	0.04	73.90	-	0.03
H ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	-	-	53.83	-	-	-	0.00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.46	-	-	-	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	21.60	-	-
COS	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.01	-	-
HCL	[Vol.-%]		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	0.00	100.00	-	-	0.00	0.22	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00
composition (solid)																	
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.19: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 10 – Siemens-Quenchkonvertierung

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C] [kg/s]	CO ₂ -rich gas to compressor 31	CO ₂ -rich gas ex compressor 32	clean gas ex Rectisol-wash 33	saturated clean gas ex s-cycle 34	used residual gas ex ASU 35	saturated residual gas 36	water to fuel gas preheating 37	water ex fuel gas preheating 38	preheated fuel gas 39	air to gas turbine 40	exhaust gas ex gas turbine 41	exhaust gas ex HRSG 42	air to release turbine 43	external air to ASU 44	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 45a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	94,07	94,07	16,01	45,24	27,68	35,41	39,76	39,76	80,65	652,79	625,24	625,24	108,20	108,20	6,29
temperature	[°C]	20	47	17	169	90	165	340	183	300	15	604	101	398	15	244
pressure	[bar]	0,8 / 2,7	110,00	24,60	24,50	26,00	24,50	150,00	140,00	24,00	1,01	1,05	1,04	16,26	1,01	37,00
phase state	[l]	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)	[Vol.-%] [Ma.-%]															
H ₂ O	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,00	33,19	-	30,34	100,00	100,00	32,55	1,01	21,84	21,84	1,01	1,01	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	0,00	2,00	1,39	-	-	0,31	20,74	10,23	10,23	20,74	20,74	-
N ₂	[Vol.-%]	0,26	0,26	7,08	4,73	96,00	69,26	-	-	18,98	77,30	66,59	66,59	77,30	77,30	-
Ar	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,29	0,19	-	0,00	-	-	0,15	0,92	0,77	0,77	0,92	0,92	-
CO	[Vol.-%]	0,00	0,00	1,87	1,25	-	0,00	-	-	0,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-
CO ₂	[Vol.-%]	99,71	99,71	1,07	59,92	-	0,00	-	-	0,56	0,03	0,43	0,43	0,03	0,03	-
H ₂	[Vol.-%]	0,01	0,01	89,69	0,00	-	0,00	-	-	46,48	-	0,00	0,00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	0,00	-	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0,00	0,00	0,00	0,00	-	(0,00)	-	-	-	-	0,14	0,14	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)	[Ma.-%]															
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C] [kg/s]	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 45b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 46a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 46b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	5,23	6,29	5,23
temperature	[°C]	340	246	342
pressure	[bar]	150,00	36,00	150,00
phase state	[l]	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)	[Vol.-%] [Ma.-%]			
H ₂ O	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00
composition (solid)	[Ma.-%]			
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-

Tabelle C.20: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 10 – Siemens-Quenchkonvertierung

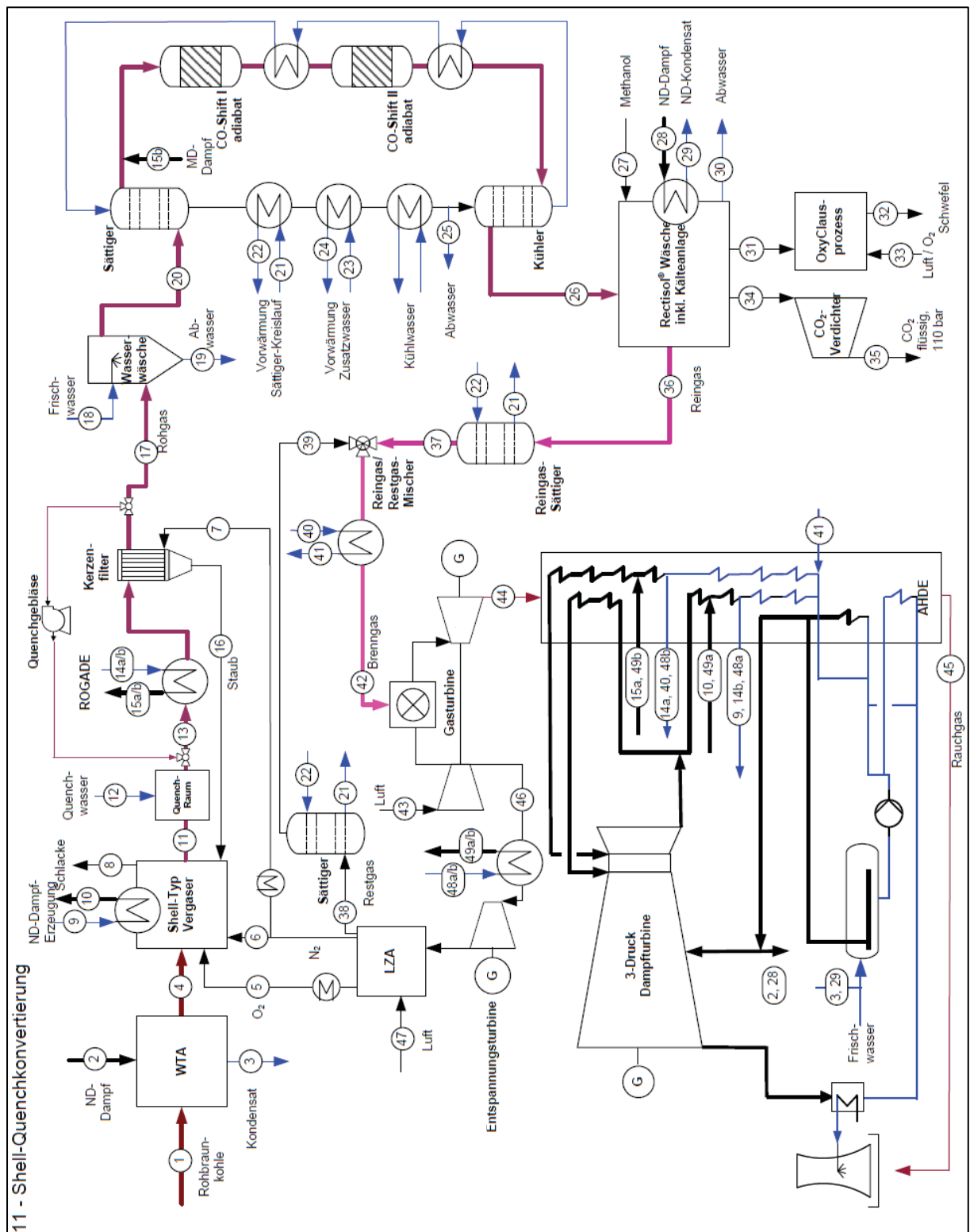


Abbildung C.11: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 11 – Shell-Quenchkonvertierung

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	CO ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	GuD - Quench- water 12	raw gas ex quench 13	GuD - HP-water 14a	GuD - IP-water 14b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	105.81	3.11	3.11	51.70	32.65	6.03	1.73	3.73	2.39	2.39	86.65	41.84	128.49	59.38	12.89
temperature	[°C]	25	157	152	70	235	19	305	1500	1500	244	1500	750	750	247	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	1.01	33.00	150.00	37.00
phase state	[l]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	-	100.00	100.00	11.88	100.00	34.72	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	100.00	-	-	-	5.95	-	3.76	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	0.26	-	0.16	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.78	-	22.45	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.61	-	13.80	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	-	24.68	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.39	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	-	0.03	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
ASH	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	99.26	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	100.00	-	-	-	100.00	-	-	100.00	-	100.00	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	105.81	-	-	51.70	-	-	-	3.73	-	-	14.92	-	-	-	-

stream name (number)		GuD - HP-steam 15a	GuD - IP-steam 15b	dust ex filter 16	raw gas to ww 17	waste water ex ww 19	raw gas to sc- cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheating water to s-cycle 22	preheated add- water to ww 23	preheated add- water to ww 24	raw gas ex CO ₂ - shift 26	methanol to Rectisol®-wash 27	LP-steam to Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	59.38	12.89	14.92	129.37	18.26	139.71	233.91	233.91	18.26	18.26	115.01	0.04	16.73
temperature	[°C]	342	244	285	285	25	187	89	177	175	169	65	25	157
pressure	[bar]	150.00	36.00	31.90	31.60	1.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	27.30	30.00	5.00
phase state	[l]	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)														
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	34.55	98.99	39.89	99.95	99.95	99.00	99.00	1.05	-	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	4.23	-	3.88	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	0.16	-	0.15	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	22.34	-	20.47	0.02	0.02	-	-	0.00	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	13.73	-	12.58	0.00	0.00	-	-	0.09	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	24.55	-	22.51	0.02	0.02	-	-	52.16	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	0.39	-	0.36	0.00	0.00	-	-	0.47	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	0.03	-	0.03	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	0.01	-	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)														
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	99.26	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	14.92	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.21: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 11 – Shell-Quenchkonvertierung

stream name (number)			LP-condens. ex Rectisol®-wash 29	waste water ex Rectisol®-wash 30	H ₂ S-rich gas to claus-process 31	sulfur ex claus- process 32	air to claus- process 33	CO ₂ -rich gas to compressor 34	CO ₂ -rich gas ex compressor 35	clean gas ex Rectisol®-wash 36	saturated clean gas ex s-cycle 37	used residual gas ex ASU 38	saturated residual gas 39	water to fuel gas preheating 40	water ex fuel gas preheating 41	preheated fuel gas 42	air to gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		16,73	1,06	4,89	0,89	8,16	95,68	95,68	17,44	37,37	34,43	42,77	33,65	33,65	80,14	652,79
temperature	[°C]		145	25	25	25	25	20	47	55	158	90	161	339	175	300	15
pressure	[bar]		5,00	1,01	1,01	1,01	1,01	0,8 / 2,7	110,00	24,60	24,50	26,00	24,50	150,00	149,00	24,00	1,01
phase state			liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100,00	99,05	4,22	-	1,01	0,00	0,00	0,00	25,23	-	27,35	100,00	100,00	25,92	1,01
O ₂	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	20,74	0,26	0,26	8,17	0,00	2,00	1,45	-	-	0,40	20,74
N ₂	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	77,30	0,00	0,00	0,31	0,12	98,00	71,10	-	-	24,19	77,30
Ar	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	0,32	0,00	0,00	0,00	0,77	-	0,01	-	-	0,17	0,32
CH ₄	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	0,03	99,72	99,72	2,39	0,78	-	0,04	-	-	0,29	0,03
CO ₂	[Vol.-%]		-	0,03	70,57	-	-	0,01	0,01	88,09	65,87	-	0,04	-	-	47,58	-
H ₂	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	0,00	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	0,01	21,33	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
COS	[Vol.-%]		-	0,00	0,02	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	0,91	3,86	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-
TOTAL	[Vol.-%]		100,00	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	0,89	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)			exhaust gas ex gas turbine 44	exhaust gas ex HRSG 45	air to release turbine 46	external air to ASU 47	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 48a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 48b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 49a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 49b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		632,33	632,33	100,60	100,60	5,84	5,08	5,84	5,08
temperature	[°C]		598	90	15	15	244	340	246	342
pressure	[bar]		1,05	1,04	16,44	1,01	37,00	150,00	36,00	150,00
phase state			gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)										
H ₂ O	[Vol.-%]		19,61	19,61	1,01	1,01	100,00	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]		10,50	10,50	20,74	20,74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]		68,46	68,46	77,30	77,30	-	-	-	-
Ar	[Vol.-%]		0,78	0,78	0,92	0,92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]		0,00	0,00	-	-	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		0,50	0,50	0,03	0,03	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]		0,00	0,00	-	-	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		0,14	0,14	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		0,00	0,00	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)										
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.22: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 11 – Shell-Quenchkonvertierung

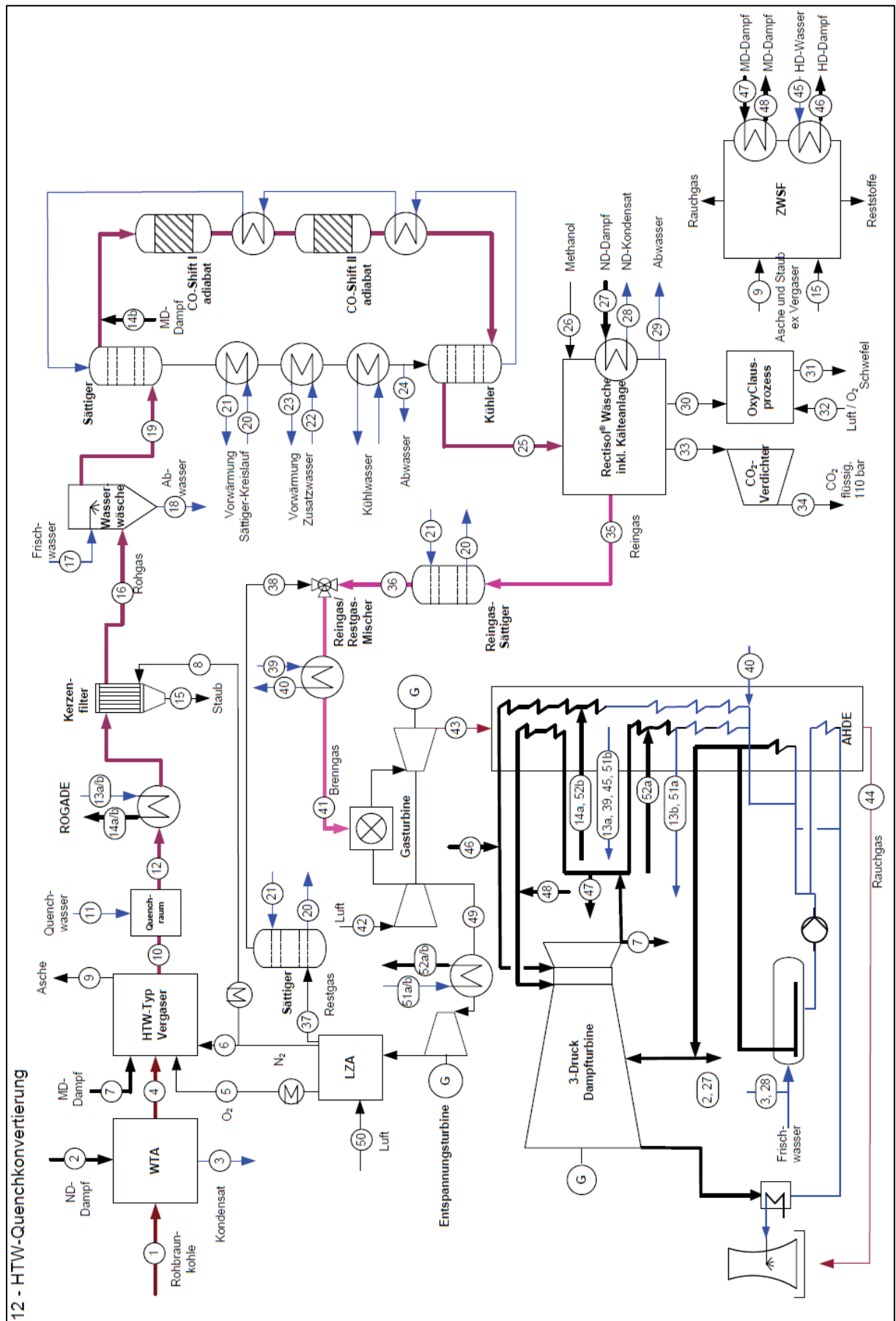


Abbildung C.12: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 12 – HTW-Quenchkonvertierung

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	CO ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	slag ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	95,46	2,80	2,80	46,65	19,42	4,82	14,42	0,68	3,73	80,65	17,47	98,12	25,13	18,19	25,13
temperature	[°C]	25	157	157	270	225	39	274	295	600	980	25	559	247	244	342
pressure	[bar]	1,01	5,00	5,00	36,00	36,00	36,00	36,00	75,00	33,00	33,00	1,01	33,00	150,00	37,00	150,00
phase state	[l]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100,00	100,00	-	-	-	100,00	-	-	16,24	100,00	23,22	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98,00	-	-	-	3,76	0,01	-	0,01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1,00	100,00	-	100,00	1,84	5,06	-	3,96	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1,00	-	-	-	-	0,16	-	0,13	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29,36	-	16,09	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15,55	-	20,37	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	38,91	27,71	-	31,82	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,12	-	4,01	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,38	-	0,30	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,01	-	0,01	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,02	-	0,02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	55,49	0,38	-	0,08	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57,00	-	-	12,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3,50	-	-	7,16	-	-	-	-	-	45,83	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25,98	-	-	53,17	-	-	-	-	80,85	54,17	-	45,83	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2,10	-	-	4,30	-	-	-	-	19,15	-	-	54,17	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0,30	-	-	21,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0,03	-	-	0,61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0,80	-	-	1,64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10,29	-	-	0,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	102,00	-	-	102,00	-	-	-	-	102,00	102,00	-	102,00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	95,46	-	-	46,65	-	-	-	-	3,73	1,02	-	1,02	-	-	-

stream name (number)		GuD - IP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol®-wash 26	LP-steam to Rectisol®-wash 27	LP-steam ex Rectisol®-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	18,19	1,02	98,76	11,70	2,59	107,87	117,34	117,34	11,70	11,70	23,35	108,35	0,03	13,60	13,60
temperature	[°C]	244	285	285	25	35	176	82	165	175	169	124	147	25	157	145
pressure	[bar]	37,00	31,90	31,90	1,00	31,00	31,50	25,10	24,60	32,00	32,50	26,80	27,30	30,00	5,00	5,00
phase state	[l]	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100,00	-	23,11	98,99	96,76	30,35	99,50	99,50	99,00	99,00	99,77	17,27	-	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0,00	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	4,44	-	0,00	4,02	0,01	0,01	-	-	0,00	3,99	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	0,12	-	0,00	0,11	0,00	0,00	-	-	0,00	0,11	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	16,01	-	0,07	14,50	0,01	0,01	-	-	0,00	0,92	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	20,27	-	0,10	18,35	0,00	0,00	-	-	0,09	31,73	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	31,67	-	0,01	28,67	0,02	0,02	-	-	0,01	42,02	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	3,99	-	0,16	3,60	0,46	0,46	-	-	0,10	3,56	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0,30	-	0,00	0,27	0,00	0,00	-	-	0,00	0,27	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0,01	-	0,00	0,01	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0,08	-	2,90	0,12	0,00	0,00	1,00	1,00	0,03	0,11	100,00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	45,83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	54,17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	100,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.23: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 12 – HTW-Quenchkonvertierung

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	waste water ex Hecticold-wash 29	H ₂ S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO ₂ -rich gas to compressor 33	CO ₂ -rich gas ex compressor 34	clean gas ex Hecticold-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43
mass flow rate (sc.GT)		16,92	3,77	0,50	4,59	74,58	74,58	18,45	26,25	48,37	53,16	29,38	29,38	79,40	652,79	645,49
temperature		25	25	25	25	20	20	137	143	90	133	150	153	300	77,30	10,73
pressure		1,01	1,01	1,01	1,01	0,8 / 2,7	0,8 / 2,7	24,60	24,50	26,00	24,50	150,00	149,00	24,00	1,01	1,05
phase state		liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	99,48	4,31	-	1,01	0,00	0,00	0,00	16,73	-	12,94	100,00	100,00	15,30	1,01	15,39
O ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	20,74	0,27	0,27	7,83	0,00	2,00	1,73	-	-	0,65	20,74	10,73
N ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	77,30	0,00	0,00	0,22	5,55	98,00	84,80	-	-	95,98	77,30	71,83
AR	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	0,92	0,00	0,00	0,00	0,18	-	0,00	-	-	0,11	0,92	0,79
CO	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	0,03	99,45	99,45	1,81	1,51	-	0,01	-	-	0,94	0,03	0,00
CO ₂	[Vol.-%]	0,02	78,02	-	0,03	0,01	0,01	82,36	69,82	-	0,02	-	-	0,50	0,03	1,14
H ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00	-	-	0,26	0,26	6,83	5,42	-	0,45	-	-	42,96	-	0,00
CH ₄	[Vol.-%]	0,01	15,99	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	3,55	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0,00	0,01	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-
COS	[Vol.-%]	0,00	0,01	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	0,01	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,15
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,00
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,00
RESIDUE	[Vol.-%]	0,49	1,66	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	(0,00)	-	-	0,00	-	0,00
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [°C]	exhaust gas ex HRSG 44	GuD - HP-water (ZWSF) 45	GuD - HP-steam (ZWSF) 46	GuD - IP-steam (ZWSF) 47	GuD - IP-steam (ZWSF) 48	air to release turbine 49	external air to ASU 50	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 51a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 51b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 52a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 52b
mass flow rate (sc.GT)		645,49	11,23	11,23	11,14	11,14	86,70	86,70	5,04	4,64	5,04	4,64
temperature		104	156	563	360	563	403	15	244	340	246	342
pressure		1,04	158,00	153,00	36,15	36,15	16,70	1,01	37,00	150,00	36,00	150,00
phase state		gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)												
H ₂ O	[Vol.-%]	15,39	100,00	100,00	100,00	100,00	1,01	1,01	100,00	100,00	100,00	100,00
O ₂	[Vol.-%]	10,73	-	-	-	-	20,74	20,74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	71,80	-	-	-	-	77,30	77,30	-	-	-	-
AR	[Vol.-%]	0,79	-	-	-	-	0,92	0,92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	1,14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	0,03	0,03	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)												
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.24: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 12 – HTW-Quenchkonvertierung

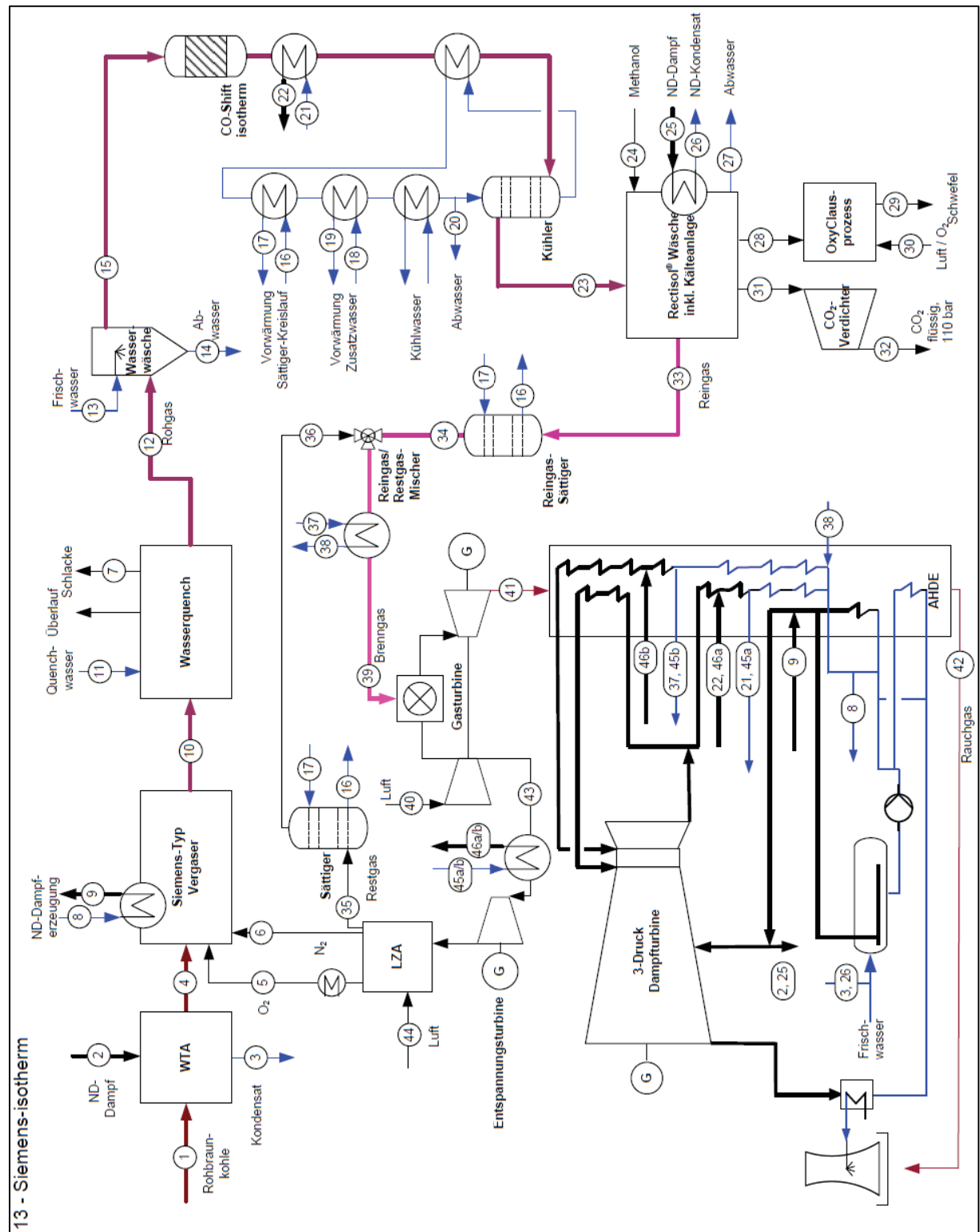


Abbildung C.13: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 13 – Siemens-isotherm

stream name (number)			raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		103.50	3.04	3.04	50.58	30.53	5.92	3.76	6.72	6.72	83.27	71.83	163.74	6.94	7.73	162.95
temperature	[°C]		25	152	152	70	235	19	206	153	153	1450	25	206	25	72	205
pressure	[bar]		1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.50
phase state			solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	57.39	98.99	99.57	57.14
O ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	0.00	0.00
N ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	0.00	-	0.00	2.79
Ar	[Vol.-%]		-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.00	-	0.00	0.11
CO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	51.44	-	23.19	-	-	23.31
CO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	3.57	-	-	3.59
H ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	12.65	-	-	12.71
CH ₄	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
H ₂ S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.29	-	-	0.29
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	-	0.02
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-	0.00
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		57.00	-	-	12.00	-	-	96.42	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		3.50	-	-	7.16	-	-	3.58	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		103.50	-	-	50.58	-	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		103.50	-	-	50.58	-	-	3.76	-	-	3.76	-	-	-	-	-
stream name (number)																	
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		192.00	192.00	6.94	6.94	63.86	12.08	12.08	111.33	0.04	16.33	16.33	0.31	4.76	0.86	7.84
temperature	[°C]		85	175	32.00	175	35	244	246	39	25	157	145	0.31	25	25	25
pressure	[bar]		25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01
phase state			liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous
composition (gas, liquid)																	
H ₂ O	[Vol.-%]		100.00	100.00	99.00	99.00	99.80	100.00	100.00	0.31	-	100.00	100.00	99.96	4.23	-	1.01
O ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	20.74
N ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	4.25	-	-	-	0.00	0.00	-	77.30
Ar	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.17	-	-	-	0.00	-	-	0.92
CO	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.10	-	-	1.09	-	-	-	0.04	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.02	-	-	39.86	-	-	-	0.00	75.93	-	0.03
H ₂	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-	53.82	-	-	-	0.00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.46	-	-	-	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	21.57	-	-
COS	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.01	-	-
HCL	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		0.00	0.00	1.00	1.00	0.08	-	-	0.01	100.00	-	-	0.00	0.26	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.86	-

Tabelle C.25: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 13 – Siemens-isotherm

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [t] composition (gas, liquid)	CO ₂ -rich gas to compressor 31	CO ₂ -rich gas ex compressor 32	clean gas ex Recycle-wash 33	saturated clean gas ex s-cycle 34	used residual gas ex ASU 35	saturated residual gas 36	water to fuel gas preheating 37	water ex fuel gas preheating 38	preheated fuel gas 39	air to gas turbine 40	exhaust gas ex gas turbine 41	exhaust gas ex HRSG 42	air to release turbine 43	external air to ASU 44	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 45a
mass flow rate (sc.GT)		94.37	94.37	15.94	46.26	26.61	34.47	39.03	39.03	80.73	652.79	624.32	624.32	109.20	109.20	6.34
temperature		20	20	47	170	90	67	340	185	300	15	104	104	398	15	244
pressure		0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	149.00	24.00	1.01	1.05	1.04	16.24	1.01	37.00
phase state		gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	33.99	-	31.52	100.00	100.00	33.45	1.01	22.15	22.15	1.01	1.01	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	2.00	1.37	-	-	0.30	20.74	10.19	10.19	20.74	20.74	-
N ₂	[Vol.-%]	0.26	0.26	7.08	4.67	98.00	67.11	-	-	18.31	77.30	66.33	66.33	77.30	77.30	-
Ar	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.29	0.19	-	0.00	-	-	0.15	0.92	0.77	0.77	0.92	0.92	-
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	1.82	1.20	-	0.00	-	-	0.84	0.03	0.00	0.00	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	99.71	99.71	1.04	0.68	-	0.00	-	-	0.54	0.03	0.42	0.42	0.03	0.03	-
H ₂	[Vol.-%]	0.01	0.01	89.77	59.26	-	0.00	-	-	46.32	-	0.00	0.00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	(0.00)	-	0.14	0.00	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 45b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 46a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 46b
mass flow rate (sc.GT)	5.25	6.34	5.25
temperature	247	340	342
pressure	150.00	36.00	150.00
phase state	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)			
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00
composition (solid)			
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-

Tabelle C.26: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 13 – Siemens-isotherm

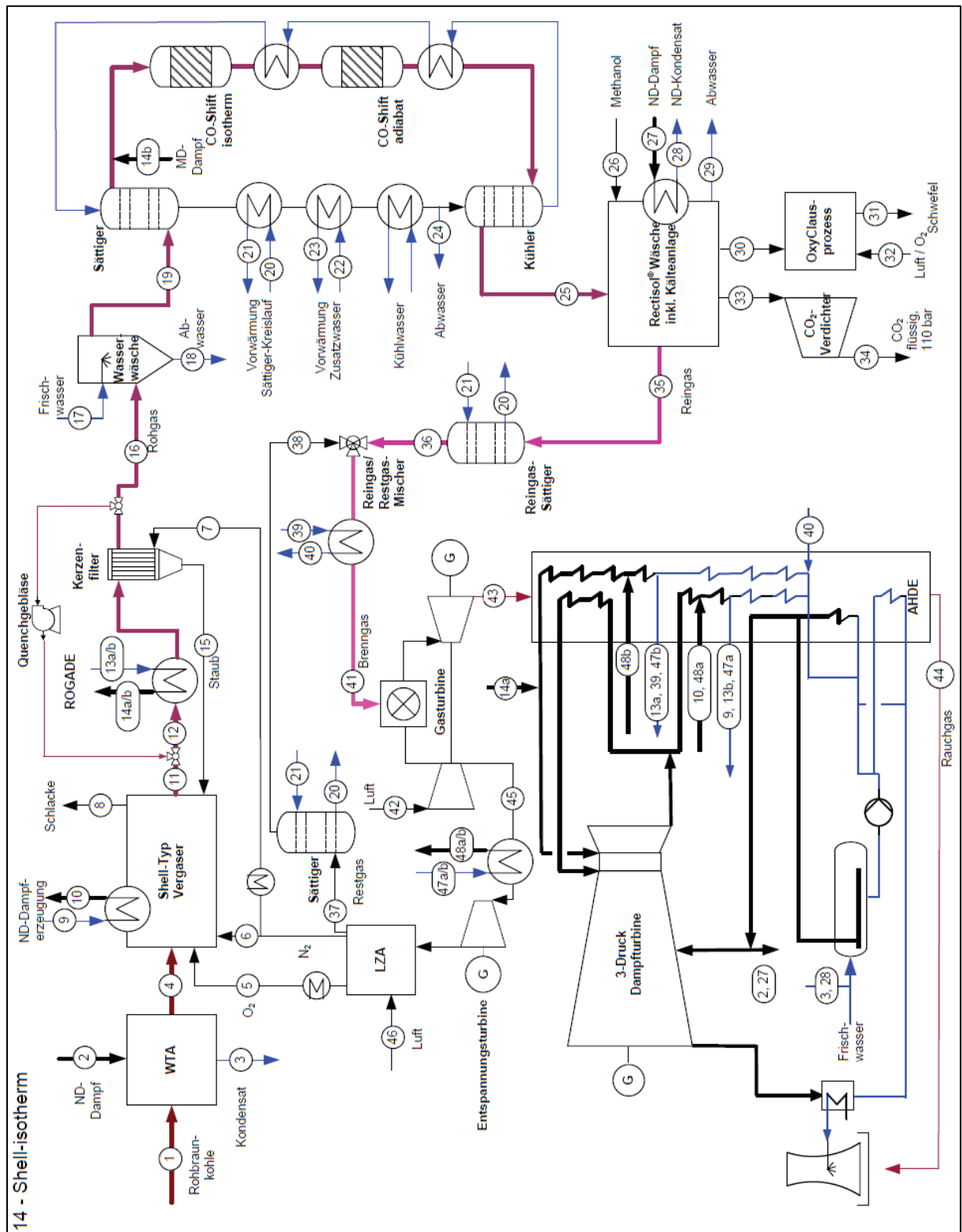


Abbildung C.14: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 14 – Shell-isotherm

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - IP-water 13c
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	104.37	3.04	3.04	51.00	32.21	5.95	1.70	3.68	2.36	2.36	85.48	265.41	110.51	12.47	2.45
temperature	[°C]	157	157	152	70	235	39	305	1500	244	246	1500	750	150.00	247	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	33.00	150.00	37.00	37.00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	-	100.00	100.00	11.88	11.76	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	100.00	-	-	-	-	6.92	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	-	5.95	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.26	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.77	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.61	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.61	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	99.26	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	99.26	-	-	-	0.74	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	104.37	-	-	51.00	-	-	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	104.37	-	-	51.00	-	-	-	3.68	-	-	-	14.71	-	-	-

stream name (number)		GuD - HP-steam 14a	GuD - IP-steam 14b	GuD - IP-steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to WW 16	fresh water to WW 17	waste water ex WW 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to WW 22	preheated add- water to WW 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol-wash 26
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	110.51	12.47	2.45	14.71	87.18	16.16	7.81	95.53	159.92	159.92	16.16	16.16	11.96	112.41	0.04
temperature	[°C]	342	244	244	285	285	25	35	159	72	149	175	112	35	39	25
pressure	[bar]	150.00	36.00	36.00	31.90	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	27.30	30.00
phase state		gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	11.70	98.99	99.28	20.80	99.92	99.92	99.92	99.00	98.62	0.30	-
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	7.38	0.01	0.00	6.61	0.01	0.01	0.01	-	0.00	0.00	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.25	0.00	0.00	0.23	0.01	0.01	0.01	-	0.00	0.19	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	50.00	0.27	0.00	44.75	0.04	0.04	0.04	-	0.01	2.55	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	6.51	0.03	0.00	5.83	0.00	0.00	0.00	-	0.15	39.24	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	23.47	0.01	0.00	21.02	0.02	0.02	0.02	-	0.02	51.77	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.61	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.05	0.01	0.00	0.54	0.00	0.00	0.00	-	0.01	0.48	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.05	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	1.01	0.40	0.19	0.00	0.00	1.00	1.00	1.18	0.01	100.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.27: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 14 – Shell-isotherm

stream name (number)	LP-steam to Rectif.-wash 27	LP-condens. ex Rectif.-wash 28	waste water ex Rectif.-wash 29	H2S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO2-rich gas to compressor 33	CO2-rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectif.-wash 35	saturated clean gas ex s-cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41
mass flow rate (sc.GT)	16.28	16.28	0.30	4.28	0.88	8.02	91.79	91.79	19.57	29.42	45.24	49.89	30.96	30.96	79.31
temperature [°C]	157	145	25	25	25	25	0.8 / 2.7	47	17	138	90	135	339	153	300
pressure [bar]	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	149.00	24.00
phase state	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas./liquid)															
H2O	100.00	100.00	99.96	4.77	-	1.01	0.00	0.00	0.00	14.40	-	13.71	100.00	100.00	14.17
O2	-	-	0.00	-	-	77.30	-	-	-	0.00	-	1.72	-	-	0.57
N2	-	-	0.00	0.00	-	0.92	0.27	0.27	9.01	7.73	98.00	84.47	-	-	32.96
AR	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.30	0.26	-	0.01	-	-	0.18
CO	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	4.21	3.57	-	0.06	-	-	2.42
CO2	-	-	0.04	70.41	-	0.03	99.72	99.72	1.01	0.86	-	0.00	-	-	0.58
H2	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	85.46	73.18	-	0.02	-	-	49.13
CH4	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00
H2S	-	-	0.00	24.23	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00
COS	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00
CH3OH	-	-	0.00	0.04	-	-	-	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3COH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	-	-	0.00	0.54	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]

stream name (number)	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	air to release turbine 45	external air to ASU 46	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 47b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 48a	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 48b	clean gas ex Rectif.-wash 49	preheated clean gas ex s-cycle 50	used residual gas ex ASU
-------------------------	--------------------------	-------------------------------------	------------------------------	---------------------------------	------------------------------	---	---	---	---	------------------------------------	---	---------------------------------

Tabelle C.28: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 14 – Shell-isotherm

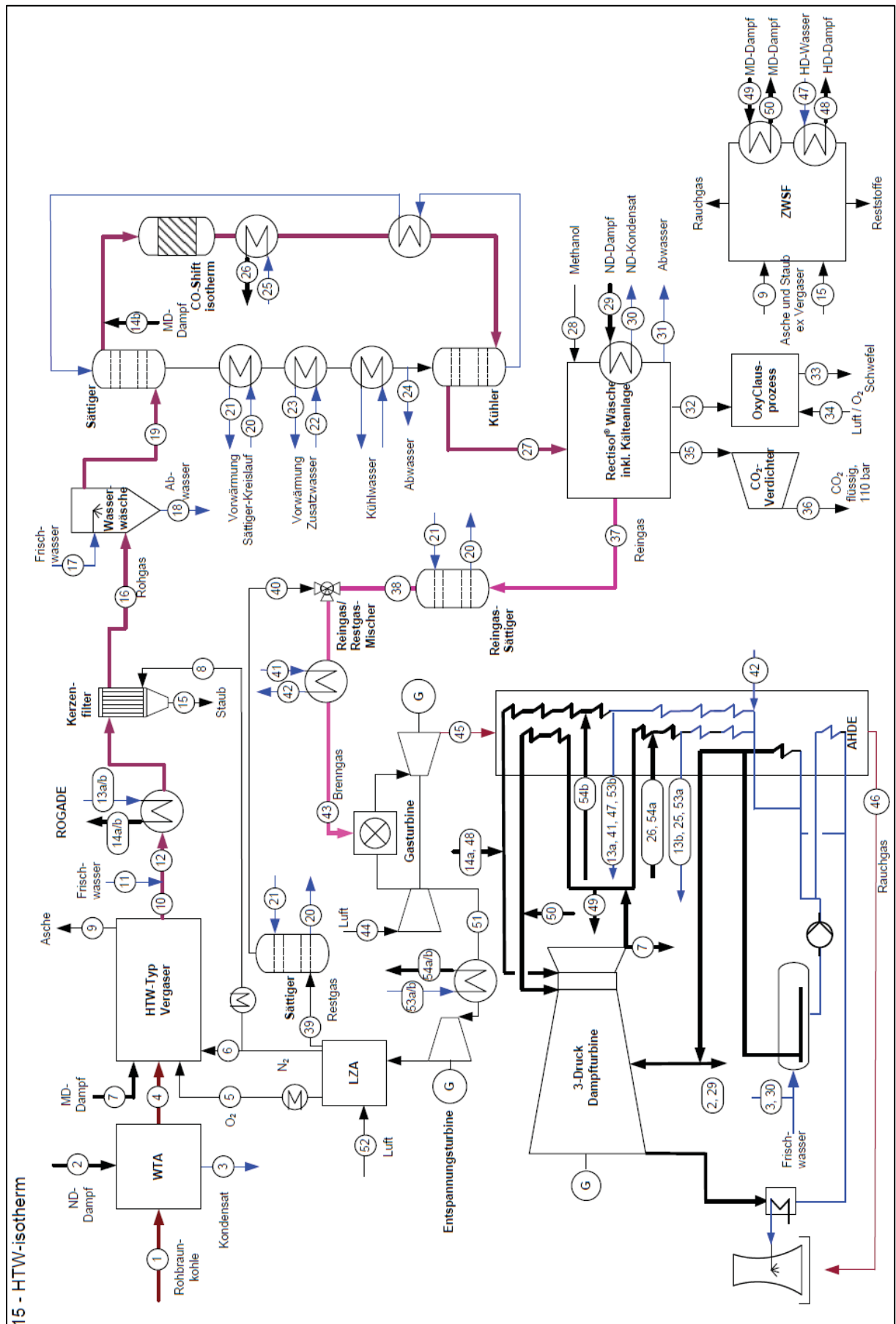


Abbildung C.15: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 15 – HTW-isotherm

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	slag ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - IP-water 13c
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	99.83	2.93	2.93	48.78	20.31	5.15	15.08	0.57	3.90	84.34	2.22	86.56	59.76	4.80	0.78
temperature	[°C]	25	157	152	70	235	39	274	305	600	890	25	920	248	244	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	60.00	33.00	150.00	36.00	36.00
phase state	[l]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas./liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	100.00	-	-	16.24	100.00	18.75	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	3.76	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	100.00	1.84	5.06	-	4.90	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.16	-	0.15	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.36	-	28.48	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.55	-	15.09	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	38.91	27.71	-	26.88	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.12	-	4.96	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.37	-	0.37	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	55.49	0.38	-	0.37	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
ASH	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	45.83	-	45.83	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	-	54.17	-	54.17	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	80.85	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	19.15	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	-	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	99.83	-	-	48.78	-	-	-	-	-	1.07	-	-	-	-	-

stream name (number)		GuD - HP-steam 14a	GuD - IP-steam 14b	GuD - IP-steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to WW 16	fresh water to WW 17	waste water ex WW 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	LP-water to CO- Shift 25	LP-steam from CO-Shift 26
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	59.76	4.80	0.79	1.07	87.09	10.26	2.29	95.06	64.05	64.05	10.26	10.26	14.32	7.50	7.50
temperature	[°C]	342	244	244	285	285	25	35	171	171	160	175	133	86	154	246
pressure	[bar]	150.00	36.00	36.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00
phase state	[l]	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous
composition (gas./liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	18.67	98.99	95.21	26.69	98.85	98.85	99.00	99.00	98.51	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	5.38	-	0.00	4.85	0.00	0.00	-	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.15	-	0.00	0.14	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	28.35	-	0.00	25.55	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	15.02	-	0.14	13.53	0.06	0.06	-	-	0.02	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	25.75	-	0.01	24.11	0.00	0.00	-	-	0.13	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	4.94	-	0.21	4.45	1.05	1.05	-	-	0.02	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.37	-	0.00	0.33	0.00	0.00	-	-	0.24	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.01	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	-	-	-	0.00	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.37	1.01	4.35	0.34	0.00	0.00	-	-	1.08	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	45.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	54.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	1.07	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.29: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 15 – HTW-isotherm

stream name (number)		raw gas ex CO- shift 27	methanol to Rectisol®-wash 28	LP-steam to Rectisol®-wash 29	LP-condensate ex Rectisol®-wash 30	waste water ex Rectisol®-wash 31	H ₂ S-rich gas to claus-process 32	sulfur ex claus- process 33	air to claus- process 34	CO ₂ -rich gas to compressor 35	CO ₂ -rich gas ex compressor 36	clean gas ex Rectisol®-wash 37	saturated clean gas ex s-cycle 38	used residual gas ex ASU 39	saturated residual gas 40	water to fuel gas preheating 41
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	93.36	0.03	13.68	13.68	2.40	3.99	0.65	5.89	71.56	71.56	18.82	25.67	52.10	54.79	27.87
temperature	[°C]	91	25	145	145	25	25	25	25	20	47	60	132	90	173	340
pressure	[bar]	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00
phase state		gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	2.93	-	100.00	100.00	98.93	3.95	-	1.01	0.00	0.00	0.00	12.35	-	7.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	0.00	-	20.74	0.28	0.28	8.14	0.00	2.00	1.85	-
N ₂	[Vol.-%]	4.92	-	-	-	-	0.00	-	77.30	0.00	0.00	0.23	7.14	88.00	90.67	-
Ar	[Vol.-%]	0.14	-	-	-	-	0.00	-	-	0.01	0.01	5.02	0.20	-	0.00	-
CO	[Vol.-%]	3.04	-	-	-	-	0.00	-	-	99.30	99.30	0.93	4.40	-	0.03	-
CO ₂	[Vol.-%]	36.62	-	-	-	-	63.83	-	0.03	0.01	0.01	0.82	0.82	-	0.00	-
H ₂	[Vol.-%]	47.37	-	-	-	-	0.00	-	-	0.01	0.01	78.43	68.78	-	0.01	-
CH ₄	[Vol.-%]	4.47	-	-	-	-	0.28	-	-	0.28	0.28	7.24	6.31	-	0.44	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0.35	-	-	-	-	18.25	-	-	0.09	0.09	0.00	0.00	-	0.00	-
COS	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	-	0.03	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-
HCL	[Vol.-%]	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.16	100.00	-	-	1.04	13.93	-	-	0.03	0.03	0.00	0.00	-	0.00	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	0.65	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)		water ex fuel gas preheating 42	preheated fuel gas 43	air to gas turbine 44	exhaust gas ex gas turbine 45	exhaust gas ex HRSG 46	GuD - HP-water (ZWSF) 47	GuD - HP-steam (ZWSF) 48	GuD - IP-steam (ZWSF) 49	GuD - IP-steam (ZWSF) 50	air to release turbine 51	external air to ASU 52	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 53a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 53b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 54a	water to fuel gas preheating 54b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	27.87	78.96	652.79	652.06	652.06	11.65	11.65	11.56	11.56	79.70	79.70	4.63	4.51	4.63	4.51
temperature	[°C]	137	300	15	587	82	149	563	355	355	406	15	244	340	246	342
pressure	[bar]	149.00	24.00	1.01	1.05	1.04	158.00	153.00	36.15	36.15	16.93	1.01	37.00	150.00	36.00	150.00
phase state		liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	8.91	1.01	13.34	13.34	100.00	100.00	100.00	100.00	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	0.71	20.74	11.01	11.01	-	-	-	-	20.74	20.74	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	48.65	77.30	73.17	73.17	-	-	-	-	77.30	77.30	-	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	0.12	0.92	0.80	0.80	-	-	-	-	0.92	0.92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	27.2	0.00	0.00	0.00	-	-	-	-	0.03	0.03	-	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	42.44	0.03	1.53	1.53	-	-	-	-	0.03	0.03	-	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	3.91	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	0.16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.30: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 15 – HTW-isotherm

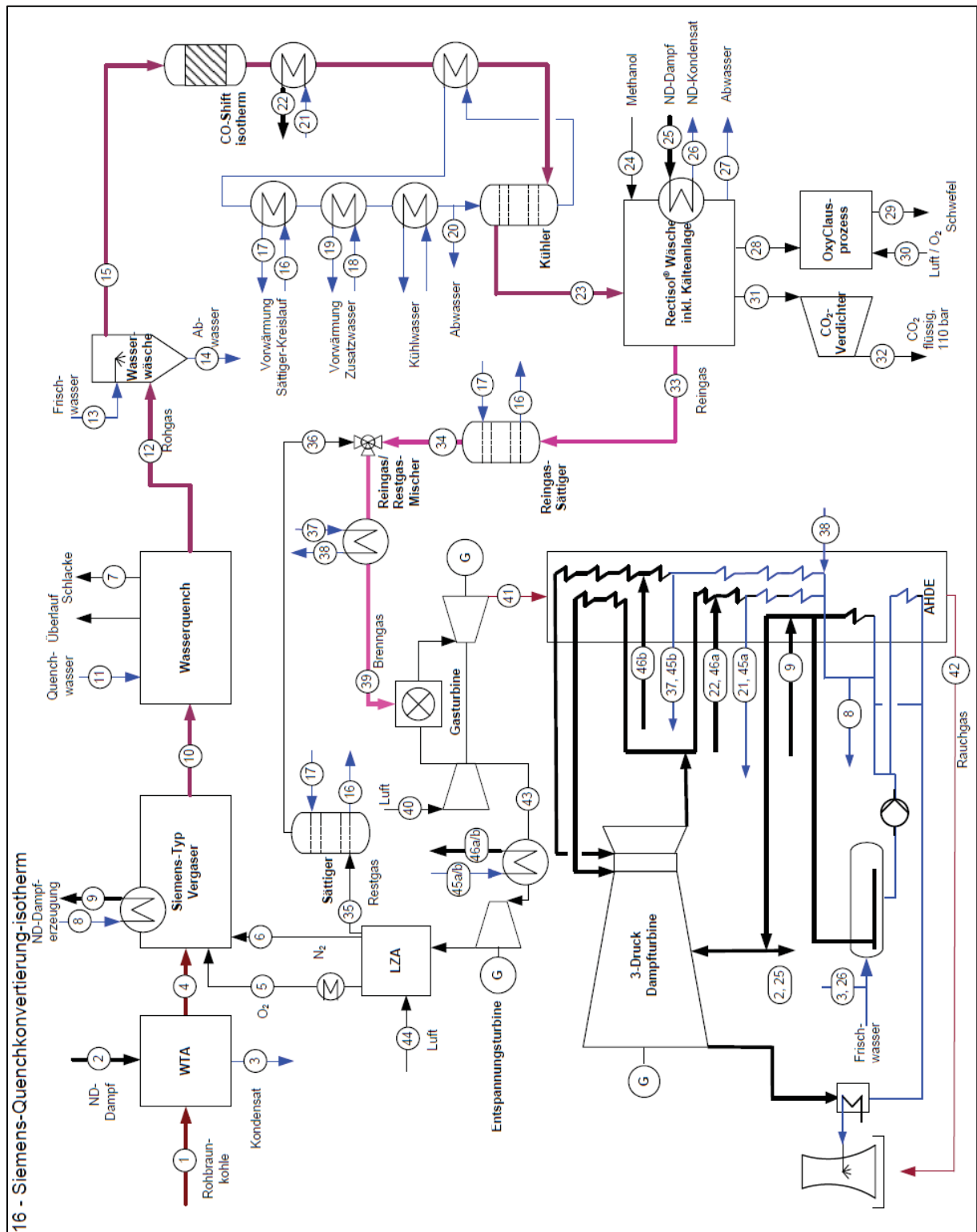


Abbildung C.16: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 16 – Siemens-Quenchkonvertierung-isotherm

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	103.15	3.03	3.03	50.41	30.43	5.90	3.61	6.69	6.69	82.99	83.56	173.61	6.90	7.69	173.02
temperature	[°C]	25	157	152	70	235	39	203	153	155	1450	25	203	25	69	202
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.50
phase state	[L]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)	[Vol.-%]															
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	54.20	98.99	99.54	53.96
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	2.59	-	0.00	2.60
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.11	-	-	0.11
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	51.44	-	15.62	-	-	15.70
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	9.34	-	0.04	9.39
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	17.84	-	0.01	17.92
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.27	-	0.00	0.00
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.04	-	0.00	0.27
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	0.01	0.02
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	0.00	0.00
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	100.00	-	-	0.00	-	0.00	1.01	0.40	0.04
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)	[Ma.-%]															
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	1.64	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	163.00	-	-	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	103.15	-	-	50.41	-	-	3.61	-	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	103.15	-	-	50.41	-	-	3.61	-	-	100.00	-	-	-	-	-
stream name (number)		preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex sc- cycle 20	IP-water to CO- Shift 21	IP-steam from CO-Shift 22	raw gas ex CO- shift 23	methanol to Rectisol®-wash 24	LP-steam to Rectisol®-wash 25	LP-condens. ex Rectisol®-wash 26	waste water ex Rectisol®-wash 27	H ₂ S-rich gas to claus-process 28	sulfur ex claus- process 29	air to claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	218.35	218.35	6.90	6.90	74.18	15.95	15.95	111.04	0.04	16.28	16.28	0.31	4.74	4.74	7.80
temperature	[°C]	86	186	175	175	35	244	246	39	39	157	145	25	25	25	25
pressure	[bar]	25.10	24.60	32.50	32.50	26.80	37.00	37.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01
phase state	[L]	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous
composition (gas, liquid)	[Vol.-%]															
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	99.00	99.00	99.81	100.00	100.00	0.31	-	100.00	100.00	99.96	4.23	-	1.01
O ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	20.74
N ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	4.24	-	-	-	0.00	0.00	-	77.30
AR	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.17	-	-	-	0.00	-	-	0.92
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.09	-	-	0.92	-	-	-	0.00	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.01	-	-	59.97	-	-	-	0.04	73.99	-	0.03
H ₂	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	59.97	-	-	-	0.00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.01	-	-	-	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.46	-	-	-	0.00	21.55	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.01	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.07	-	-	100.00	-	-	-	0.00	0.22	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00
composition (solid)	[Ma.-%]															
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.31: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 16 – Siemens-Quenchkonvertierung-isotherm

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] []	CO ₂ -rich gas to compressor 31	CO ₂ -rich gas ex compressor 32	clean gas ex Rectisol-wash 33	saturated clean gas ex cycle 34	used residual gas ex ASU 35	sat. residual gas 36	water to fuel gas preheating 37	water ex fuel gas preheating 38	preheated fuel gas 39	air to gas turbine 40	exhaust gas ex gas turbine 41	exhaust gas ex HPSG 42	air to release turbine 43	external air to ASU 44	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 45a
mass flow rate (sec.GT)	[kg/s]	94.37	94.37	15.66	38.80	32.17	41.60	36.69	36.69	80.41	652.79	628.50	628.50	104.70	104.70	5.17
temperature	[°C]	20	47	30	153	90	167	340	179	300	15	601	94	399	15	244
pressure	[bar]	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	26.00	24.50	150.00	140.00	24.00	1.01	1.05	1.04	16.34	1.01	37.00
phase state	[]	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid
composition (gas/liquid)	[Vol.-%] [Ma.-%]	0.00 -	0.00 -	0.00 -	28.28 0.00	- 2.00	31.39 1.37	100.00 -	100.00 -	29.12 0.37	1.01 20.74	20.81 10.35	20.81 10.35	1.01 20.74	1.01 20.74	100.00
H ₂ O	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	31.39	100.00	100.00	29.12	1.01	20.81	20.81	1.01	1.01	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	2.00	1.37	-	-	0.37	20.74	10.35	10.35	20.74	20.74	-
N ₂	[Vol.-%]	0.26	0.26	7.08	5.08	98.00	67.24	-	-	21.78	77.30	67.55	67.55	77.30	77.30	-
AR	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.29	0.21	-	0.00	-	-	0.15	0.92	0.78	0.78	0.92	0.92	-
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	1.53	1.10	-	0.00	-	-	0.80	-	0.00	0.00	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	99.72	99.72	90.05	90.05	-	0.00	-	-	0.55	0.03	0.38	0.38	0.03	0.03	-
H ₂	[Vol.-%]	0.01	0.01	90.05	64.58	-	0.00	-	-	47.23	-	0.00	0.00	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	-	-	10.00	-	0.00	0.00	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sec.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] []	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 45b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 46a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 46b
mass flow rate (sec.GT)	[kg/s]	6.08	5.17	6.08
temperature	[°C]	340	246	342
pressure	[bar]	150.00	36.00	150.00
phase state	[]	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas/liquid)	[Vol.-%] [Ma.-%]	100.00	100.00	100.00
H ₂ O	[Vol.-%]	-	-	-
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00
composition (solid)	[Ma.-%]	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-
solid mass flow (sec.GT)	[kg/s]	-	-	-

Tabelle C.32: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 16 – Siemens-Quenckkonvertierung-isotherm

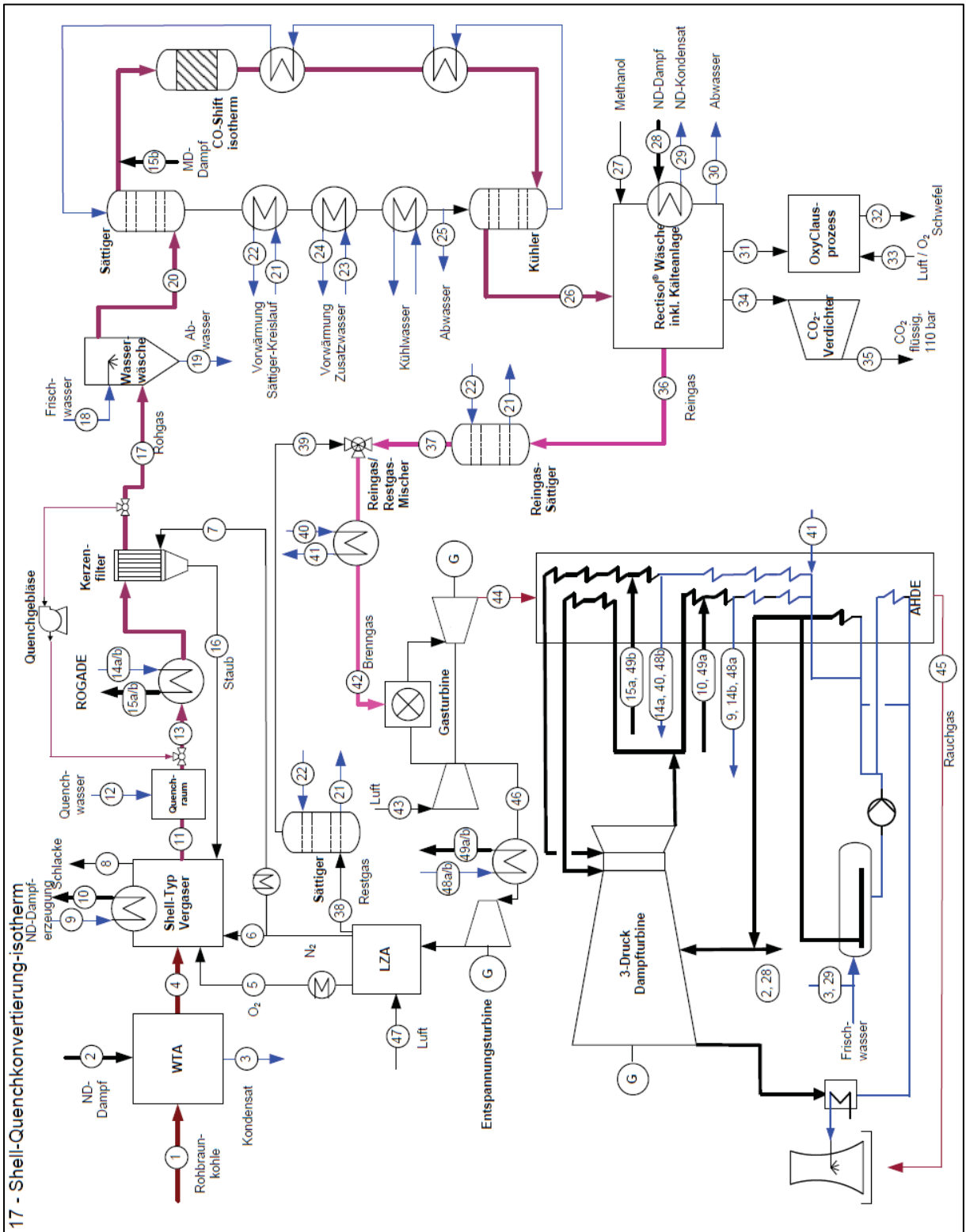


Abbildung C.17: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 17 – Shell-Quenchkonvertierung-isotherm

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	puls-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	GuD - Quench- water 12	raw gas ex quench 13	GuD - HP-water 14a	GuD - IP-water 14b
mass flow rate (acc.GT)	[kg/s]	105.59	3.10	3.10	61.59	32.58	6.02	1.73	1.73	2.38	2.38	86.47	41.75	128.22	64.40	8.30
temperature	[°C]	25	157	152	70	235	19	305	1500	244	245	750	25	25	247	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	1.01	33.00	150.00	37.00
phase state	[]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	-	100.00	100.00	11.88	100.00	34.72	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	100.00	-	-	-	5.95	-	3.76	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	0.26	-	0.16	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.78	-	22.45	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.61	-	13.80	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	-	24.68	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.39	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	-	0.03	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	100.00	-	-	0.00	-	0.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
ASH	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	99.26	-	-	99.26	-	0.74	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.96	-	-	53.17	-	-	-	0.74	-	-	0.74	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.89	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.04	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	100.00	-	-	-	100.00	-	-	100.00	-	100.00	-	-
solid mass flow (acc.GT)	[kg/s]	105.59	-	-	51.59	-	-	-	3.72	-	-	14.92	-	-	-	-

stream name (number)		GuD - HP-steam 15a	GuD - IP-steam 15b	dust ex filter 16	raw gas to ww 17	fresh water to ww 18	waste water ex ww 19	raw gas to s- cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheating water to s-cycle 22	Preheated add- water to ww 23	preheated add- water to ww 24	waste water ex cycle 25	raw gas ex CO- shift 26	methanol to Rectisol®-wash 27	LP-steam to Rectisol®-wash 28
mass flow rate (acc.GT)	[kg/s]	64.40	8.30	14.89	129.10	18.22	7.90	139.42	200.82	200.82	18.22	18.22	18.22	113.91	0.04	16.46
temperature	[°C]	342	244	285	285	25	35	187	80	177	175	159	54.6	40	25	157
pressure	[bar]	150.00	36.00	31.00	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.30	27.30	30.00	5.00
phase state	[]	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	34.55	98.99	99.43	39.89	99.95	99.95	99.00	99.00	99.40	0.32	-	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	4.23	-	0.00	3.88	0.01	0.01	-	-	-	4.88	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	0.16	-	0.00	0.15	0.01	0.01	-	-	-	0.18	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	22.34	-	0.09	20.47	0.02	0.02	-	-	-	0.00	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	13.73	-	0.06	12.58	0.00	0.00	-	-	-	1.48	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	24.55	-	0.01	22.51	0.02	0.02	-	-	-	40.08	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	52.56	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	0.39	-	0.00	0.36	0.00	0.00	-	-	-	0.48	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	0.03	-	0.00	0.03	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	0.01	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	1.01	0.40	0.14	0.00	0.00	1.00	1.00	0.47	0.00	100.00	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (acc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.33: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 17 – Shell-Quenchkonvertierung-isotherm

[illegible]

Tabelle C.34: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 17 – Shell-Quenchkonvertierungs-isotherm

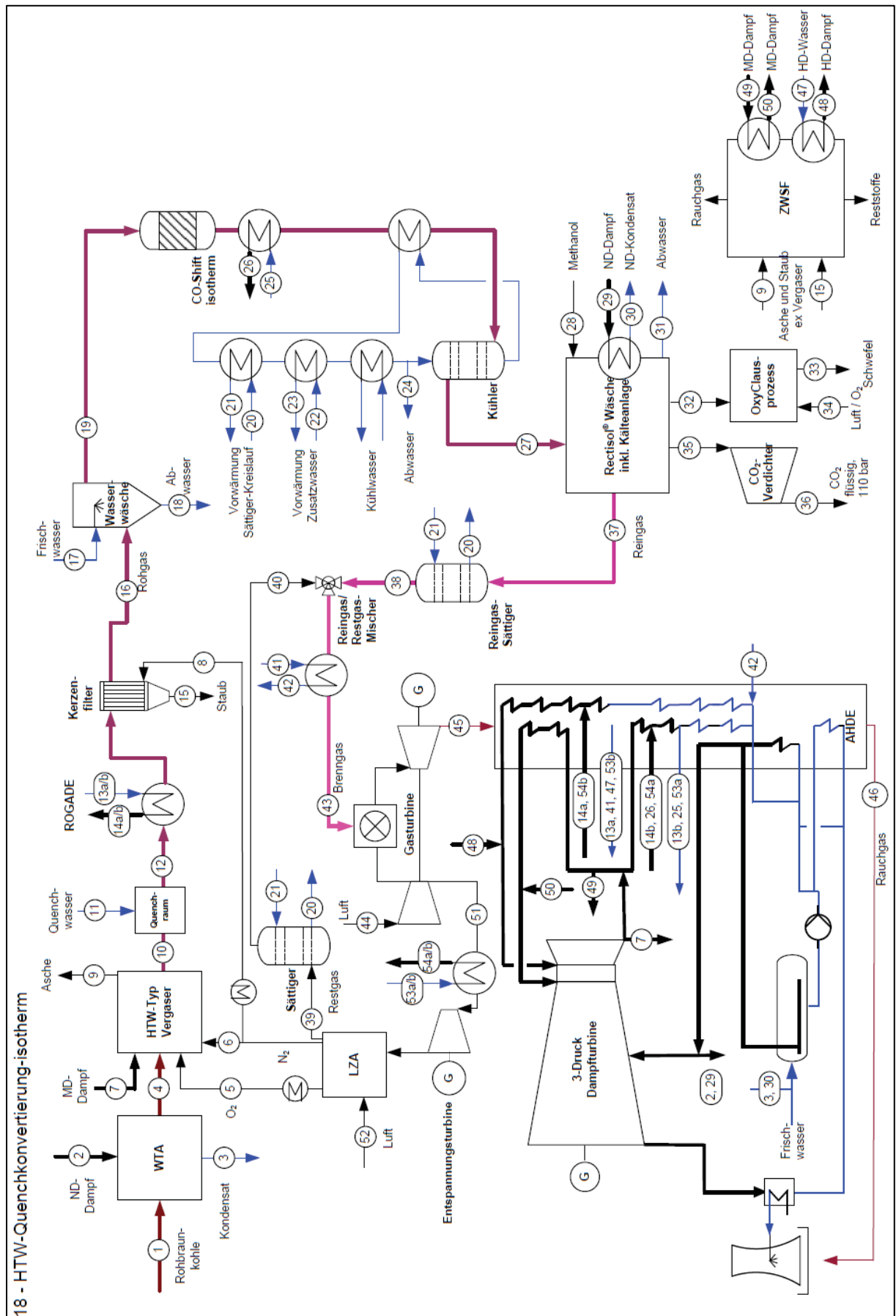


Abbildung C.18: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 18 – HTW-Quenchkonvertierung-isotherm

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	slag ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - LP-water 13b	GuD - HP-steam 14a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	94.99	2.79	2.79	46.41	19.32	4.90	4.90	0.68	3.71	80.25	17.38	97.63	38.04	6.61	38.04
temperature	[°C]	25	157	157	70	235	39	39	305	600	980	25	699	247	244	342
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	1.01	33.00	150.00	37.00	150.00
phase state	[l]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas/liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	-	-	16.24	100.00	23.22	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	3.76	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	100.00	1.84	5.06	-	3.96	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.16	-	0.13	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.36	-	16.09	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.55	-	20.37	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	38.91	27.71	-	31.82	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.12	-	4.01	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.38	-	0.30	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	55.49	0.38	-	0.08	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	94.99	-	-	46.41	-	-	-	-	3.71	-	-	1.02	-	-	-
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	80.85	45.83	-	45.83	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	19.15	54.17	-	54.17	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	1.64	-	-	0.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	10.23	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	-	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	94.99	-	-	46.41	-	-	-	-	3.71	-	-	1.02	-	-	-

stream name (number)		GuD - LP-steam 14b	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to ac- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex ac- cycle 24	IP-water to CO- Shift 25	IP-steam from CO-Shift 26	raw gas ex CO- shift 27	methanol to Reactiole-wash 28
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	6.61	1.02	99.27	11.64	2.58	107.33	118.57	118.57	11.64	11.64	20.85	7.79	7.79	90.18	0.03
temperature	[°C]	244	285	285	25	35	176	88	141	175	135	102	244	246	40	25
pressure	[bar]	37.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00	27.30	30.00
phase state	[l]	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid
composition (gas/liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	-	23.11	98.99	96.76	30.35	99.19	99.19	99.00	99.00	99.17	100.00	100.00	0.26	-
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	4.44	-	0.00	4.02	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-	4.88	-
AR	[Vol.-%]	-	-	0.12	-	0.00	0.11	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-	0.14	-
CO	[Vol.-%]	-	-	16.01	-	0.07	14.50	0.04	0.04	-	-	0.01	-	-	2.34	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	20.27	-	0.10	18.35	0.00	0.00	-	-	0.12	-	-	37.56	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	31.67	-	0.01	28.67	0.02	0.02	-	-	0.02	-	-	50.13	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	3.99	-	0.16	3.60	0.74	0.74	-	-	0.22	-	-	4.32	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	0.30	-	0.00	0.27	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.34	-
COS	[Vol.-%]	-	-	0.01	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0.08	1.01	2.90	0.12	0.00	0.00	1.00	1.00	0.45	-	-	0.03	100.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	45.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	54.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.35: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 18 – HTW-Quenchkonvertierung-isotherm

stream name (number)		LP-steam to Rectiflow-wash 23	LP-condens. ex Rectiflow-wash 30	Waste water ex Rectiflow-wash 31	H2S-rich gas to claus-process 32	Sulfur ex claus- process 33	air to claus- process 34	CO2-rich gas to compressor 35	CO2-rich gas ex compressor 36	clean gas ex Rectiflow-wash 37	saturated clean gas ex a cycle 38	used residual gas ex ASU 39	saturnated residual gas 40	water to fuel gas preheating 41	water ex fuel gas preheating 42	proheated fuel gas 43
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	13,32	13,32	13,32	3,70	0,50	4,58	71,98	71,98	17,60	23,92	51,52	55,18	28,26	28,26	79,10
temperature	[°C]	157	145	145	25	25	25	20	47	30	131	90	121	340	144	300
pressure	[bar]	5,00	5,00	1,01	1,01	1,01	1,01	0,8 / 2,7	110,00	24,60	24,50	28,00	24,50	150,00	149,00	24,00
phase state	[l]	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas/liquid)																
H2O	[Vol.-%]	100,00	100,00	99,90	4,23	-	1,01	0,00	0,00	0,00	11,84	-	9,25	100,00	100,00	10,81
O2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	20,74	-	-	-	0,00	2,00	1,80	-	-	0,72
N2	[Vol.-%]	-	-	0,00	0,00	-	77,30	0,28	-	7,84	6,96	98,00	88,17	-	-	39,23
AR	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	-	0,92	0,00	0,00	0,22	0,19	-	0,01	-	-	0,12
CO	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	-	-	0,01	0,01	3,76	3,31	-	0,04	-	-	2,01
CO2	[Vol.-%]	-	-	0,03	78,10	-	0,03	99,43	99,43	0,84	0,75	-	0,00	-	-	0,45
H2	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	-	-	0,01	0,01	80,55	71,42	-	0,02	-	-	43,04
CH4	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	-	-	0,27	0,27	6,79	5,53	-	0,72	-	-	3,62
H2S	[Vol.-%]	-	-	0,00	16,29	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00
COS	[Vol.-%]	-	-	0,00	0,02	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00
HCL	[Vol.-%]	-	-	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,00
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	0,07	1,36	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-	0,00	-	-	0,00
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	-	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	0,50	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)		air to gas turbine 44	exhaust gas ex gas turbine 45	exhaust gas ex HPSG 46	GuD - HP-steam (ZWSF) 47	GuD - HP-steam (ZWSF) 48	GuD - IP-steam (ZWSF) 49	GuD - IP-steam (ZWSF) 50	air to release turbine 51	external air to ASU 52	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 53a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 53b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 54a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 54b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	652,79	649,89	649,89	11,09	11,09	11,00	11,00	82,00	82,00	4,76	4,56	4,76	4,56
temperature	[°C]	15	588	89	156	563	360	563	405	15	244	340	246	342
pressure	[bar]	1,01	1,05	1,04	158,00	153,00	36,15	36,15	16,88	1,01	37,00	150,00	36,00	150,00
phase state	[l]	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas/liquid)														
H2O	[Vol.-%]	1,01	14,03	14,03	100,00	100,00	100,00	100,00	1,01	1,01	100,00	100,00	100,00	100,00
O2	[Vol.-%]	20,74	10,92	10,92	-	-	-	-	20,74	20,74	-	-	-	-
N2	[Vol.-%]	77,30	72,76	72,76	-	-	-	-	77,30	77,30	-	-	-	-
AR	[Vol.-%]	0,92	0,79	0,79	-	-	-	-	0,92	0,92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	[Vol.-%]	0,03	1,34	1,34	-	-	-	-	0,03	0,03	-	-	-	-
H2	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH4	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	0,15	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	(0,00)	(0,00)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
composition (solid)														
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.36: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 18 – HTW-Quenchkonvertierung-isotherm

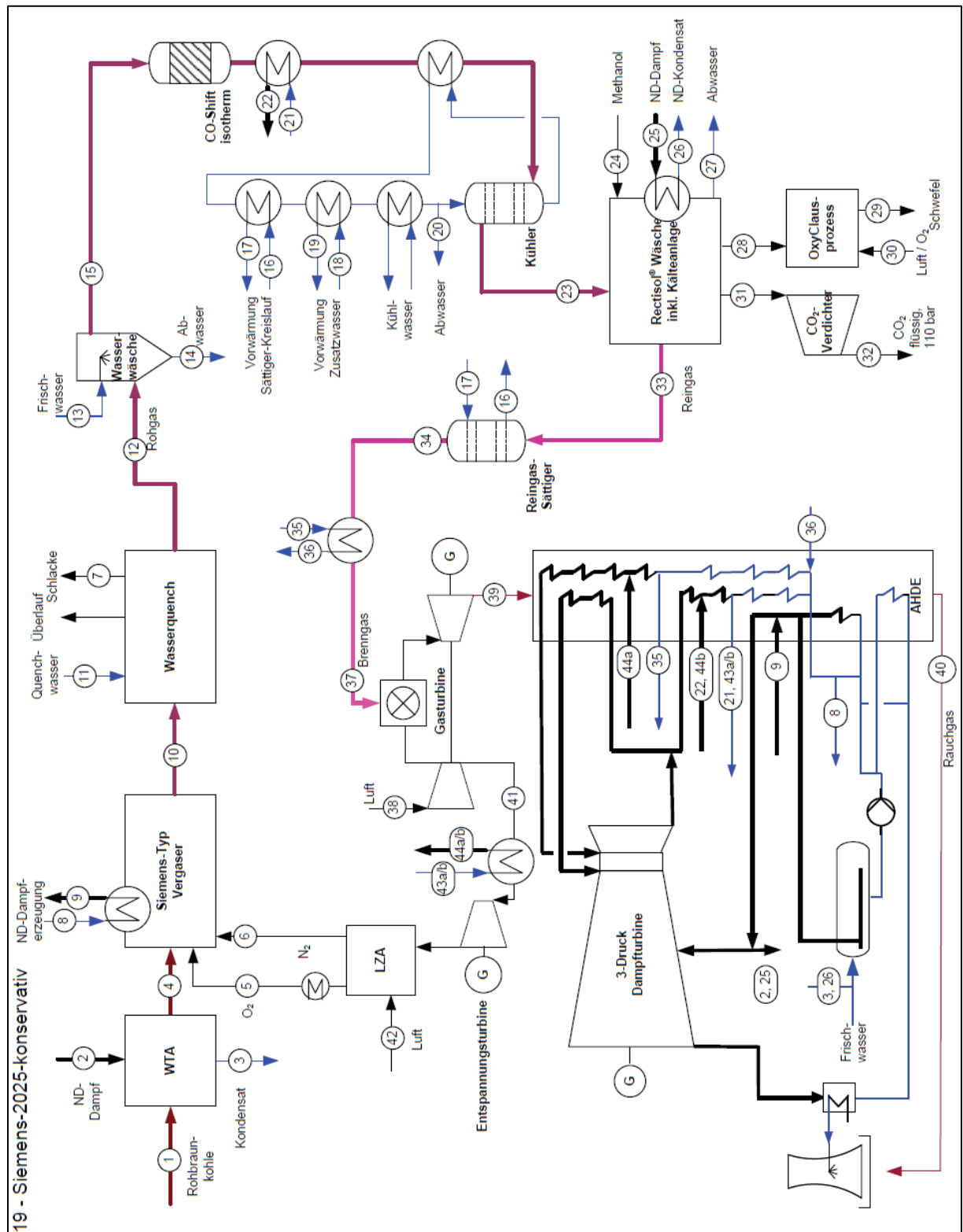


Abbildung C.19: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 19 – Siemens-2025-konservativ

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O2 stream to gasifier 5	N2 stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP water (cooling screen) 8	GuD - LP steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	126.09	3.70	3.70	61.61	37.20	7.21	4.41	8.18	8.18	101.45	87.50	199.48	199.48	9.42	199.51
temperature [°C]	[°C]	157	157	152	152	205	19	206	153	155	145	25	206	205	72	72
pressure [bar]	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H2O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	57.39	98.99	99.57	57.14
O2	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	0.00	0.00
N2	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	5.96	-	2.77	-	0.00	2.79
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.11	-	-	0.11
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	51.44	-	23.19	-	-	23.31
CO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.57	-	12.85	-	0.02	3.59
H2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.10	-	0.00	-	-	12.71
CH4	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	0.29	-	-	0.00
H2S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.00	-	0.00	0.29
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	0.01	0.02
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	0.00	0.00
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	100.00	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	126.09	-	-	102.00	-	-	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	126.09	-	-	61.61	-	-	4.41	-	-	4.58	-	-	-	-	-

stream name (number)		preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	raw gas ex CO- shift 20	IP-steam from CO-Shift 21	IP-steam to CO- Shift 22	raw gas ex CO- shift 23	methanol to Rectisol®-wash 24	LP-steam to Rectisol®-wash 25	LP-steam to Rectisol®-wash 26	waste water ex Rectisol®-wash 27	H2S-rich gas to claus-process 28	sulfur ex claus- process 29	air to claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	233.91	233.91	8.45	8.45	77.80	14.71	14.71	135.62	0.04	19.89	19.89	0.38	5.79	1.05	9.55
temperature	[°C]	85	208	175	175	35	244	246	39	25	157	145	25	25	25	25
pressure	[bar]	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01
phase state		liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H2O	[Vol.-%]	100.00	100.00	99.00	99.00	99.80	100.00	100.00	0.31	-	100.00	100.00	99.96	4.23	-	1.01
O2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	20.74
N2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	4.25	-	-	-	0.00	0.00	-	77.30
AR	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.17	-	-	-	0.00	-	-	0.92
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	1.09	-	-	-	0.00	-	-	-
CO2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.10	-	-	39.88	-	-	-	0.04	-	-	-
H2	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.02	-	-	53.82	-	-	-	0.00	-	-	0.03
CH4	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.46	-	-	-	0.00	21.57	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.01	-	-
HCL	[Vol.-%]	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	(0.00)	(0.00)	1.00	1.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.37: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 19 – Siemens-2025-konservativ

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [l]	CO2-rich gas to compressor 31	CO2-rich gas ex compressor 32	clean gas ex Rectisol/wash 33	saturated clean gas ex e-cycle 34	water to fuel gas preheating 35	water ex fuel gas preheating 36	preheated fuel gas 37	air to gas turbine 38	exhaust gas ex gas turbine 39	exhaust gas ex HRSG 40	release air ex GT compressor 41	external air to asu 42	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 43a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 43b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 44a
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	114.96	114.96	19.41	63.65	36.01	36.01	63.74	729.60	688.44	688.44	94.90	94.90	6.37	6.45	6.37
temperature	[°C]	20	175	17	175	355	190	300	15	649	86	418	15	244	340	246
pressure	[bar]	0.8 / 2.7	24.50	24.60	24.50	180.00	179.00	24.00	1.01	1.05	1.04	18.01	1.01	37.00	150.00	36.00
phase state	[l]	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas./liquid)																
H2O	[Vol.-%]	0.00	38.14	0.00	38.14	100.00	100.00	38.15	1.01	23.50	23.50	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00
O2	[Vol.-%]	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00	20.74	10.20	10.20	20.74	20.74	-	-	-
N2	[Vol.-%]	0.26	4.38	7.08	4.38	-	-	4.40	77.30	64.86	64.86	77.30	77.30	-	-	-
AR	[Vol.-%]	0.00	0.18	0.29	0.18	-	-	0.18	0.92	0.80	0.80	0.92	0.92	-	-	-
CO	[Vol.-%]	0.00	1.13	1.82	1.13	-	-	1.13	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
CO2	[Vol.-%]	99.71	0.64	1.04	0.64	-	-	0.64	0.03	0.45	0.45	0.03	0.03	-	-	-
H2	[Vol.-%]	0.01	55.53	89.77	55.53	-	-	55.50	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
CH4	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.18	0.18	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 44b	
mass flow rate (sc.GT)	6.45	
temperature	342	
pressure	150.00	
phase state	gaseous	
composition (gas./liquid)		
H2O	[Vol.-%]	100.00
O2	[Vol.-%]	-
N2	[Vol.-%]	-
AR	[Vol.-%]	-
CO	[Vol.-%]	-
CO2	[Vol.-%]	-
H2	[Vol.-%]	-
CH4	[Vol.-%]	-
H2S	[Vol.-%]	-
COS	[Vol.-%]	-
HCL	[Vol.-%]	-
NO	[Vol.-%]	-
NO2	[Vol.-%]	-
CH3OH	[Vol.-%]	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00
composition (solid)		
MOISTURE	[Ma.-%]	-
ASH	[Ma.-%]	-
CARBON	[Ma.-%]	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-
SULFUR	[Ma.-%]	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-
TOTAL	[Ma.-%]	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-

Tabelle C.38: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 19 – Siemens-2025-konservativ

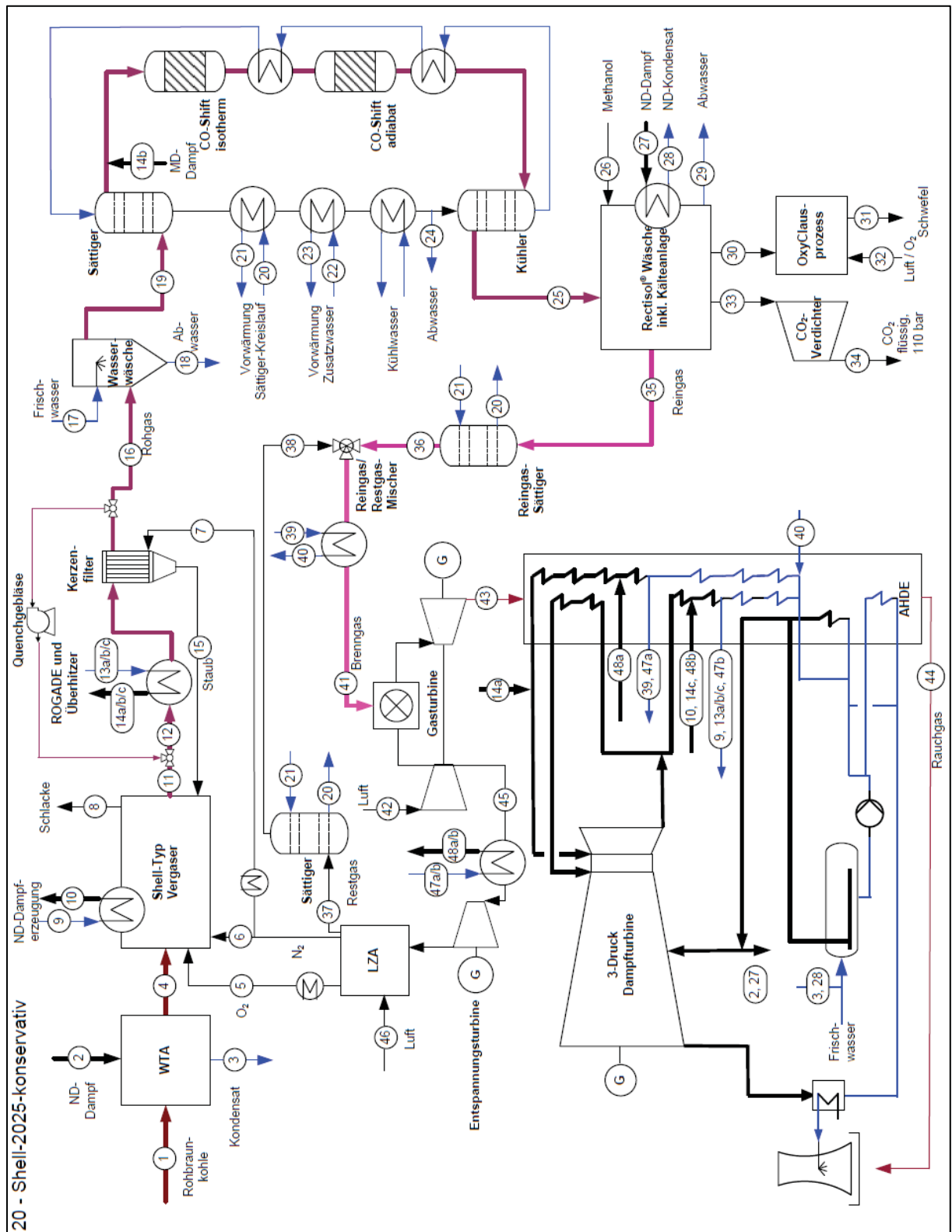


Abbildung C.20: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 20 – Shell-2025-konservativ

stream name (number)	[kg/s] [Ma-%] [Vol-%] [C] [bar] [l]	raw lignite to WTA 1	LP steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O2 stream to gasifier 5	N2 stream to gasifier 6	puIs N2 to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP water (cooling screen) 9	GuD - IP steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex gasifier 12	GuD - HP water 13a	GuD - IP water 13b	GuD - IP water 13c
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	126.24	3.71	3.71	61.68	38.96	7.20	2.06	4.45	2.85	2.85	103.39	321.02	80.28	15.08	6.50
temperature	[°C]	25	157	152	70	235	19	305	1.500	244	244	1.500	750	244	244	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	38.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	33.00	175.05	37.00	37.00
phase state	[l]	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas/liquid)	[Vol-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	-	100.00	100.00	11.88	11.78	100.00	100.00	100.00
H2O	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
O2	[Vol-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
N2	[Vol-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	-	5.95	6.92	-	-	-
AR	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.26	0.25	-	-	-
CO	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.77	50.25	-	-	-
CO2	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.61	6.54	-	-	-
H2	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	23.59	-	-	-
CH4	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
H2S	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.82	0.81	-	-	-
COS	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	0.05	-	-	-
HCL	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	0.02	-	-	-
NO	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
TOTAL	[Vol-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)	[Ma-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	99.26	99.26	-	-	-
MOISTURE	[Ma-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	-	-	0.74	0.74	-	-	-
ASH	[Ma-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma-%]	126.24	-	-	61.68	-	-	-	-	-	-	100.00	100.00	-	-	-
Solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	126.24	-	-	61.68	-	-	-	-	-	-	17.80	17.80	-	-	-

stream name (number)	[kg/s] [Ma-%] [Vol-%] [C] [bar] [l]	GuD - HP steam 14a	GuD - IP steam 14b	GuD - IP steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to WW 16	fresh water to WW 17	waste water ex WW 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	methanol to Rectisol-wash 26
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	80.28	15.08	6.50	17.80	105.45	19.54	9.44	115.55	195.63	195.63	19.54	19.54	14.46	135.96	0.05
temperature	[°C]	600	246	246	7.16	285	25	35	159	85	149	175	112	96.0	39	25
pressure	[bar]	176.00	36.00	36.00	31.90	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	27.30	30.00
phase state	[l]	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid
composition (gas/liquid)	[Vol-%]	100.00	100.00	100.00	-	11.70	98.99	99.28	20.80	99.92	99.92	99.00	99.00	98.62	0.30	-
H2O	[Vol-%]	-	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-
O2	[Vol-%]	-	-	-	-	7.38	-	0.00	6.61	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
N2	[Vol-%]	-	-	-	-	0.25	-	0.00	0.23	0.01	0.01	-	-	0.00	0.19	-
AR	[Vol-%]	-	-	-	-	50.00	-	0.27	44.75	0.05	0.05	-	-	0.01	2.55	-
CO	[Vol-%]	-	-	-	-	6.51	-	0.03	5.83	0.00	0.00	-	-	0.15	39.24	-
CO2	[Vol-%]	-	-	-	-	23.47	-	0.01	21.02	0.02	0.02	-	-	0.02	51.77	-
H2	[Vol-%]	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
CH4	[Vol-%]	-	-	-	-	0.61	-	0.01	0.54	0.00	0.00	-	-	0.01	0.48	-
H2S	[Vol-%]	-	-	-	-	0.05	-	0.00	0.04	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
COS	[Vol-%]	-	-	-	-	0.02	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
HCL	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol-%]	-	-	-	-	0.00	1.01	0.40	0.19	0.00	0.00	1.00	1.00	1.18	0.01	100.00
TOTAL	[Vol-%]	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOISTURE	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.39: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 20 – Shell-2025-konservativ

stream name (number)			LP steam to Rectifly-wash 27	LP condens. ex Rectifly-wash 28	waste water ex Rectifly-wash 29	H2S rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO2-rich gas to compressor 33	CO2-rich gas ex compressor 34	clean gas ex Rectifly-wash 35	saturated clean gas in cycle 36	used residual gas ex ASU 37	saturated residual gas 38	water to fuel gas preheating 39	water ex fuel gas preheating 40	preheated fuel gas 41
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		19.69	19.69	0.96	5.18	1.05	9.70	111.02	111.02	23.67	23.67	37.81	2.14	22.58	22.58	39.95
temperature	[°C]		157	145	25	25	25	25	0.8 / 2.7	0.27	9.01	9.01	143	149	353	164	300
pressure	[bar]		5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	0.00	24.60	24.60	24.50	24.50	180.00	179.00	24.00
phase state	[l]		gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas./liquid)																	
H2O	[Vol.-%]		100.00	100.00	99.96	4.77	-	1.01	0.00	0.00	0.00	0.00	16.59	20.21	100.00	100.00	16.65
O2	[Vol.-%]		-	-	-	0.00	-	77.30	-	-	-	-	0.00	1.58	-	-	0.03
N2	[Vol.-%]		-	-	0.00	0.00	-	20.74	0.27	0.27	9.01	9.01	7.52	77.67	-	-	8.72
AR	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	0.92	0.00	0.00	0.00	0.00	0.25	0.05	-	-	0.25
CO	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	4.21	4.21	3.51	0.30	-	-	3.45
CO2	[Vol.-%]		-	-	0.04	70.41	-	0.03	99.72	99.72	1.01	1.01	0.84	0.03	-	-	0.83
H2	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	85.46	85.46	71.29	0.16	-	-	70.08
CH4	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00
H2S	[Vol.-%]		-	-	0.00	24.23	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00
COS	[Vol.-%]		-	-	0.00	0.04	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	0.00
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	0.00	0.54	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	(0.00)	0.00	-	-	0.00
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	1.05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)			air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	release-air ex GT- compressor 45	external air to ASU 46	GuD - IP-water (ex GT-compr.) 47a	GuD - HP-water (ex GT-compr.) 47b	GuD - IP-steam (ex GT-compr.) 48a	GuD - HP-steam (ex GT-compr.) 48b
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		729.60	723.25	723.25	46.30	46.30	3.11	3.56	3.11	3.56
temperature	[°C]		15	633	70	424	15	244	355	246	357
pressure	[bar]		1.01	1.05	1.04	18.63	1.01	37.00	180.00	36.00	180.00
phase state	[l]		gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)											
H2O	[Vol.-%]		1.01	16.52	16.52	1.01	1.01	100.00	100.00	100.00	100.00
O2	[Vol.-%]		20.74	11.65	11.65	20.74	20.74	-	-	-	-
N2	[Vol.-%]		77.30	69.95	69.95	77.30	77.30	-	-	-	-
AR	[Vol.-%]		0.92	0.86	0.86	0.92	0.92	-	-	-	-
CO	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	0.03	-	-	-	-
CO2	[Vol.-%]		0.03	0.80	0.80	0.03	0.03	-	-	-	-
H2	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-
CH4	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	0.21	0.21	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	0.00	0.00	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)											
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.40: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 20 – Shell-2025-konservativ

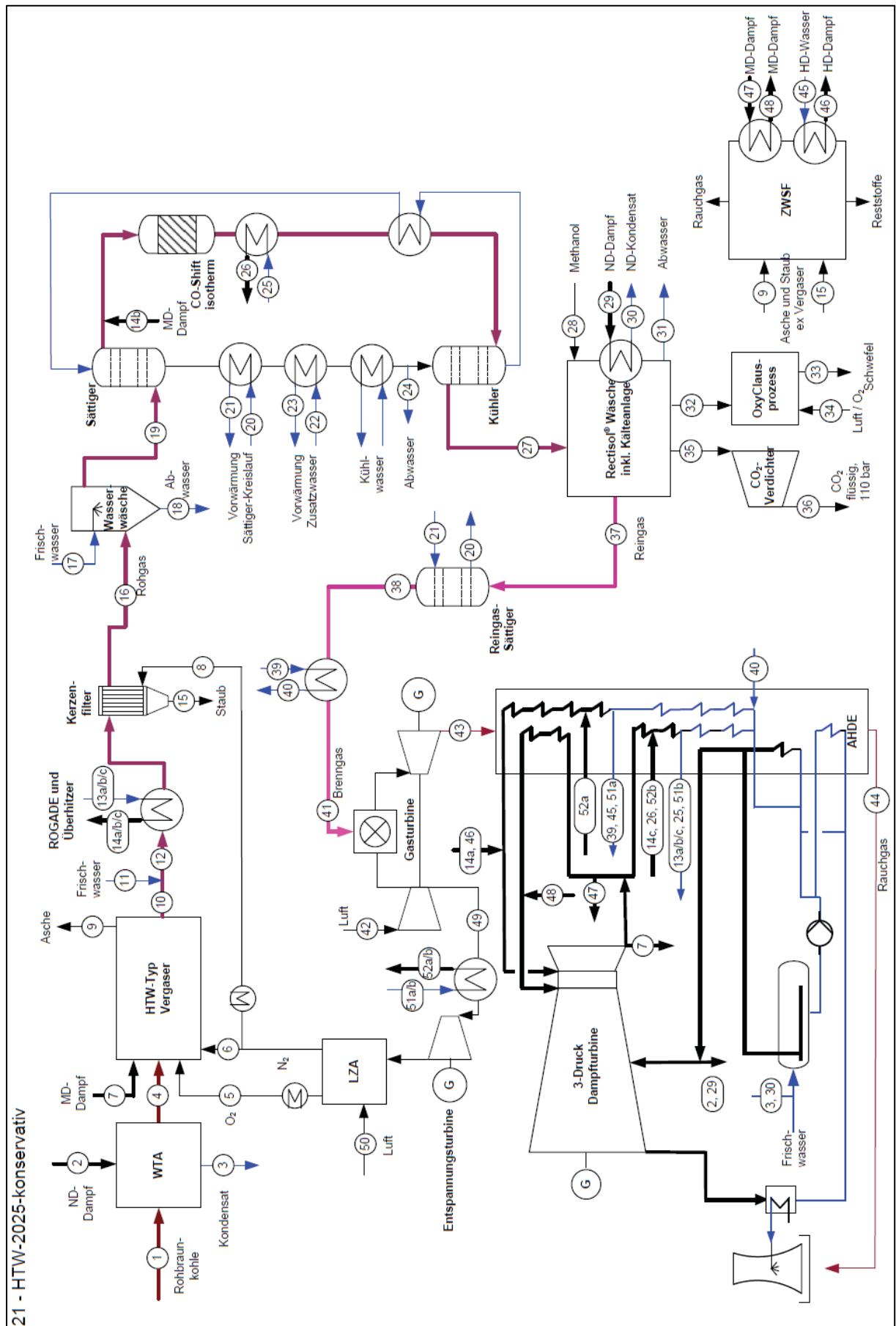


Abbildung C.21: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 21 – HTW-2025-konservativ

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	pulse-N ₂ to filter 8	ash ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - IP-water 13c
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	120.57	3.54	3.54	58.92	24.53	6.22	18.21	0.69	4.71	101.87	2.69	194.54	43.29	0.95	7.00
temperature	[°C]	25	152	152	70	235	39	274	305	471	190	25	420	176.05	244	244
pressure	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	60.00	33.00	176.05	37.00	37.00
phase state		solid	liquid	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	-	-	-	-	-	16.24	100.00	18.75	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	3.76	-	4.90	-	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	1.84	-	0.15	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.16	-	0.15	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.36	-	28.48	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.55	-	15.09	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	27.71	-	26.88	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.12	-	4.96	-	-	-
CO _S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.38	-	0.37	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	45.63	-	45.63	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	54.17	-	54.17	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	100.00	-	-	58.92	-	-	-	-	-	100.00	-	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	120.57	-	-	58.92	-	-	-	-	4.71	1.29	-	1.29	-	-	-
stream name (number)		GuD - HP-steam 14a	GuD - IP-steam 14b	GuD - IP-steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to sc-cycle 20	preheating water to sc-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	LP-water to CO- Shift 25	LP-steam from CO-Shift 26
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	43.29	0.95	7.00	1.29	106.19	12.39	2.76	114.82	77.36	77.36	12.39	12.39	17.29	9.05	9.05
temperature	[°C]	600	244	244	285	285	25	35	171	160	160	175	133	86	154	246
pressure	[bar]	176.00	36.00	36.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00
phase state		gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	18.67	98.99	95.21	26.69	98.85	98.85	99.00	99.00	98.51	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	5.38	-	0.00	4.85	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
Ar	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.15	-	0.00	0.14	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	28.35	-	0.14	25.55	0.06	0.06	-	-	0.02	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	15.02	-	0.07	13.53	0.00	0.00	-	-	0.13	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	26.75	-	0.01	24.11	0.02	0.02	-	-	0.02	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	4.94	-	0.21	4.45	1.05	1.05	-	-	0.24	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.37	-	0.00	0.33	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
CO _S	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.01	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	1.29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.41: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 21 – HTW-2025-konservativ

stream name (number)	mass flow rate (sc.GT)	temperature [°C]	pressure [bar]	phase state	composition (gas/liquid)	solid mass flow (sc.GT)
raw gas ex CO-shift 27	112.76 [kg/s] [°C] [bar]	27.30 [kg/s] [°C] [bar]	27.30 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
methanol to Recycle-wash 28	0.04 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
LP steam to Recycle-wash 29	15.53 [kg/s] [°C] [bar]	157.00 [kg/s] [°C] [bar]	5.00 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
LP condens. ex Recycle-wash 30	15.53 [kg/s] [°C] [bar]	157.00 [kg/s] [°C] [bar]	5.00 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
Waste water ex Recycle-wash 31	2.89 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	1.01 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
H2S-rich gas to claus-process 32	4.82 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	1.01 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
air to claus- process 33	0.78 [kg/s] [°C] [bar]	1.01 [kg/s] [°C] [bar]	1.01 [kg/s] [°C] [bar]	solid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
CO2-rich gas to compressor 35	86.43 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	0.8 / 2.7 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
CO2-rich gas to compressor 36	86.43 [kg/s] [°C] [bar]	25.00 [kg/s] [°C] [bar]	0.8 / 2.7 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
clean gas ex Recycle-wash 37	22.72 [kg/s] [°C] [bar]	24.60 [kg/s] [°C] [bar]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
water to fuel gas preheating 38	31.01 [kg/s] [°C] [bar]	132.00 [kg/s] [°C] [bar]	180.00 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
water ex fuel gas preheating 40	18.80 [kg/s] [°C] [bar]	195.00 [kg/s] [°C] [bar]	179.00 [kg/s] [°C] [bar]	liquid	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]
preheated fuel gas 41	31.10 [kg/s] [°C] [bar]	200.00 [kg/s] [°C] [bar]	24.00 [kg/s] [°C] [bar]	gaseous	H2O [Vol.-%] O2 [Vol.-%] N2 [Vol.-%] AR [Vol.-%] CO [Vol.-%] CO2 [Vol.-%] H2 [Vol.-%] CH4 [Vol.-%] H2S [Vol.-%] COS [Vol.-%] HCL [Vol.-%] NO [Vol.-%] NO2 [Vol.-%] CH3OH [Vol.-%] RESIDUE [Vol.-%] TOTAL [Vol.-%]	100.00 [kg/s] [°C] [bar]

stream name (number)	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	GuD (%)
mass flow rate (sc.GT)	729.60	731.60	731.60	
temperature [°C]	15	629	75	
pressure [bar]	1.01	1.05	1.04	
phase state	gaseous	gaseous	gaseous	
composition (gas/liquid)				
H2O	[Vol.-%] 1.01	[Vol.-%] 14.08	[Vol.-%] 14.08	
O2	[Vol.-%] 20.74	[Vol.-%] 11.87	[Vol.-%] 11.87	
N2	[Vol.-%] 77.30	[Vol.-%] 71.31	[Vol.-%] 71.31	
AR	[Vol.-%] 0.92	[Vol.-%] 0.87	[Vol.-%] 0.87	
CO	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CO2	[Vol.-%] 0.03	[Vol.-%] 1.65	[Vol.-%] 1.65	
H2	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CH4	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
H2S	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
COS	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
HCL	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
NO	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.22	[Vol.-%] 0.22	
NO2	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CH3OH	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
RESIDUE	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
TOTAL	[Vol.-%] 100.00	[Vol.-%] 100.00	[Vol.-%] 100.00	
composition (solid)				
MOISTURE	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
ASH	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
CARBON	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
HYDROGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
NITROGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
CHLORINE	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
SULFUR	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
OXYGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
TOTAL	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	

stream name (number)	air to gas turbine 42	exhaust gas ex gas turbine 43	exhaust gas ex HRSG 44	GuD (%)
mass flow rate (sc.GT)	729.60	731.60	731.60	
temperature [°C]	15	629	75	
pressure [bar]	1.01	1.05	1.04	
phase state	gaseous	gaseous	gaseous	
composition (gas/liquid)				
H2O	[Vol.-%] 1.01	[Vol.-%] 14.08	[Vol.-%] 14.08	
O2	[Vol.-%] 20.74	[Vol.-%] 11.87	[Vol.-%] 11.87	
N2	[Vol.-%] 77.30	[Vol.-%] 71.31	[Vol.-%] 71.31	
AR	[Vol.-%] 0.92	[Vol.-%] 0.87	[Vol.-%] 0.87	
CO	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CO2	[Vol.-%] 0.03	[Vol.-%] 1.65	[Vol.-%] 1.65	
H2	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CH4	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
H2S	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
COS	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
HCL	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
NO	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.22	[Vol.-%] 0.22	
NO2	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
CH3OH	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	[Vol.-%] -	
RESIDUE	[Vol.-%] -	[Vol.-%] 0.00	[Vol.-%] 0.00	
TOTAL	[Vol.-%] 100.00	[Vol.-%] 100.00	[Vol.-%] 100.00	
composition (solid)				
MOISTURE	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
ASH	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
CARBON	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
HYDROGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
NITROGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
CHLORINE	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
SULFUR	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
OXYGEN	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
TOTAL	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	[Ma.-%] -	
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	

Tabelle C.42: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 21 – HTW-2025-konservativ

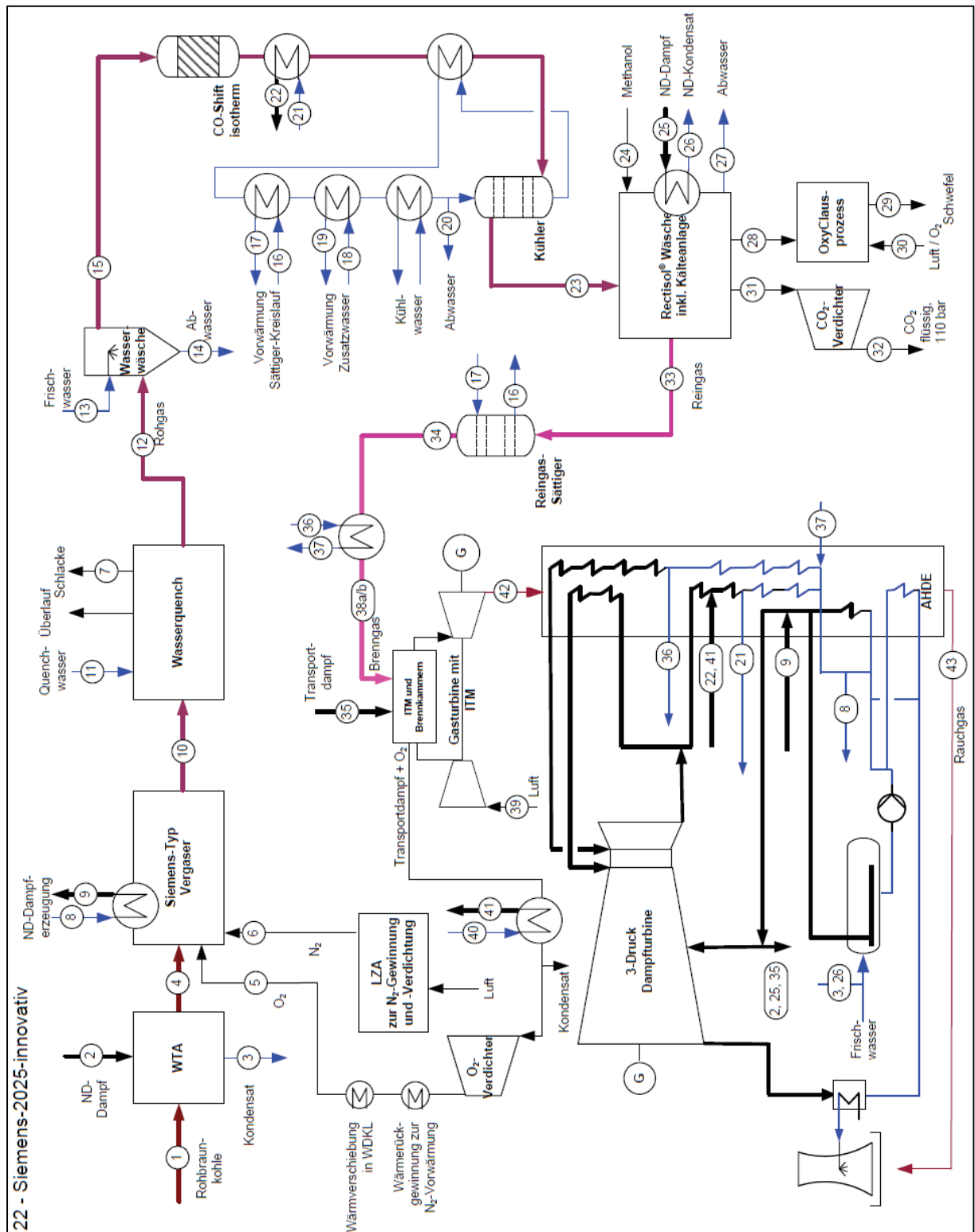


Abbildung C.22: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 22 – Siemens-2025-innovativ

stream name (number)	raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	slag ex gasifier 7	GuD - LP-water (cooling screen) 8	GuD - LP-steam (cooling screen) 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas to ww 12	fresh water to ww 13	waste water ex ww 14	raw gas to sc- cycle 15
mass flow rate (sc.GT)	139.89	4.11	4.11	68.35	41.27	8.00	4.89	9.08	9.08	112.54	97.07	221.30	9.37	10.45	220.22
temperature [°C]	157	152	152	70	235	19	206	153	153	1450	23	206	25	72	205
pressure [bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	33.00	5.50	5.50	33.00	1.01	33.00	1.00	31.00	31.50
phase state	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)															
H ₂ O	-	100.00	100.00	-	-	-	-	100.00	100.00	10.69	100.00	57.39	98.99	99.57	57.14
O ₂	-	-	-	-	98.00	-	-	-	-	0.00	-	0.00	-	-	0.00
N ₂	-	-	-	-	3.00	100.00	-	-	-	5.96	-	0.00	-	0.00	2.79
Ar	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.25	-	0.00	-	-	0.11
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	54.41	-	23.19	-	-	23.31
CO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.86	-	12.65	-	-	3.59
H ₂	-	-	-	-	0.02	-	-	-	-	25.10	-	0.00	-	-	12.71
CH ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	-	0.29	-	-	0.00
HPS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.04	-	0.02	-	-	0.29
COS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.01	-	-	0.02
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	-	-	-	0.00
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	-	-	-	-	-	-	100.00	-	-	0.00	-	0.00	-	0.40	0.04
TOTAL	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	96.42	-	-	-	-	-
ASH	3.50	-	-	7.16	-	-	100.00	-	-	3.58	-	-	-	-	-
CARBON	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	100.00	-	-	100.00	-	-	100.00	-	-	100.00	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	139.89	-	-	68.35	-	-	4.89	-	-	5.08	-	-	-	-	-
stream name (number)	preheating water to s-cycle 16	preheating water to s-cycle 17	preheated add- water to ww 18	preheated add- water to ww 19	waste water ex sc- cycle 20	IP-water to CO- Shift 21	IP-steam from CO-Shift 22	raw gas ex CO- shift 23	methanol to Rectisol®-wash 24	LP-steam to Rectisol®-wash 25	LP-condens. ex Rectisol®-wash 26	waste water ex Rectisol®-wash 27	H ₂ S-rich gas to claus-process 28	sulfur ex claus- process 29	air to claus- process 30
mass flow rate (sc.GT)	259.50	259.50	9.37	9.37	86.31	16.32	16.32	150.46	0.05	22.07	22.07	0.42	6.43	1.16	10.60
temperature [°C]	85	208	175	175	35	244	246	39	25	157	145	25	25	25	25
pressure [bar]	25.10	24.60	32.00	32.50	26.60	37.00	37.00	27.30	30.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	1.01
phase state	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous
composition (gas, liquid)															
H ₂ O	100.00	100.00	99.00	99.00	99.80	100.00	100.00	0.31	-	100.00	100.00	99.96	4.23	-	1.01
O ₂	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	20.74
N ₂	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	4.25	-	-	-	0.00	0.00	-	77.30
Ar	0.00	0.00	-	-	-	-	-	0.17	-	-	-	-	-	-	0.92
CO	0.00	0.00	-	-	0.10	-	-	1.09	-	-	-	0.00	-	-	-
CO ₂	0.00	0.00	-	-	0.02	-	-	39.86	-	-	-	0.04	75.93	-	0.03
H ₂	0.00	0.00	-	-	-	-	-	53.82	-	-	-	0.00	-	-	-
CH ₄	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.46	-	-	-	0.00	-	-	-
HPS	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	21.57	-	-
COS	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.01	-	-
HCL	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	0.00	0.00	1.00	1.00	0.08	-	-	0.01	100.00	-	-	0.00	0.26	-	-
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.16	-

Tabelle C.43: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 22 – Siemens-2025-innovativ

stream name (number)	[kg/s] [°C] [bar] [-]	CO2-rich gas to compressor 31	CO2-rich gas ex compressor 32	clean gas ex Rectisol-wash 33	saturated clean gas ex s-cycle 34	sweep steam to ITM-process 35	water to fuel gas preheating 36	water ex fuel gas preheating 37	preheated fuel gas 38a	preheated fuel gas 38b	air to gas turbine 39	GuD - IP - water 40	GuD - IP - steam 41	exhaust gas ex gas turbine 42	exhaust gas ex HRSG 43
mass flow rate (sc.GT)		127.54	127.54	21.54	70.61	39.60	39.95	39.95	44.63	26.08	729.60	69.71	69.71	759.90	759.90
temperature		20	47	17	175	311	355	190	300	300	15	15	246	619	90
pressure		0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	5.00	180.00	179.00	24.00	24.00	1.01	10.00	37.00	1.05	1.04
phase state		gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas./liquid)															
H2O	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	38.14	100.00	100.00	100.00	38.15	38.15	1.01	100.00	100.00	22.84	22.84
O2	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	20.74	-	-	6.66	6.66
N2	[Vol.-%]	0.26	0.26	7.08	4.38	-	-	-	4.40	4.40	77.30	-	-	68.09	68.09
AR	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.29	0.18	-	-	-	0.18	0.18	0.92	-	-	0.84	0.84
CO	[Vol.-%]	0.00	0.00	1.82	1.13	-	-	-	1.13	1.13	-	-	-	0.00	0.00
CO2	[Vol.-%]	99.71	99.71	1.04	0.64	-	-	-	0.64	0.64	0.03	-	-	0.00	0.00
H2	[Vol.-%]	0.01	0.01	89.77	55.53	-	-	-	55.50	55.50	-	-	-	0.46	0.46
CH4	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	0.00	0.00
H2S	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.44: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 22 – Siemens-2025-innovativ

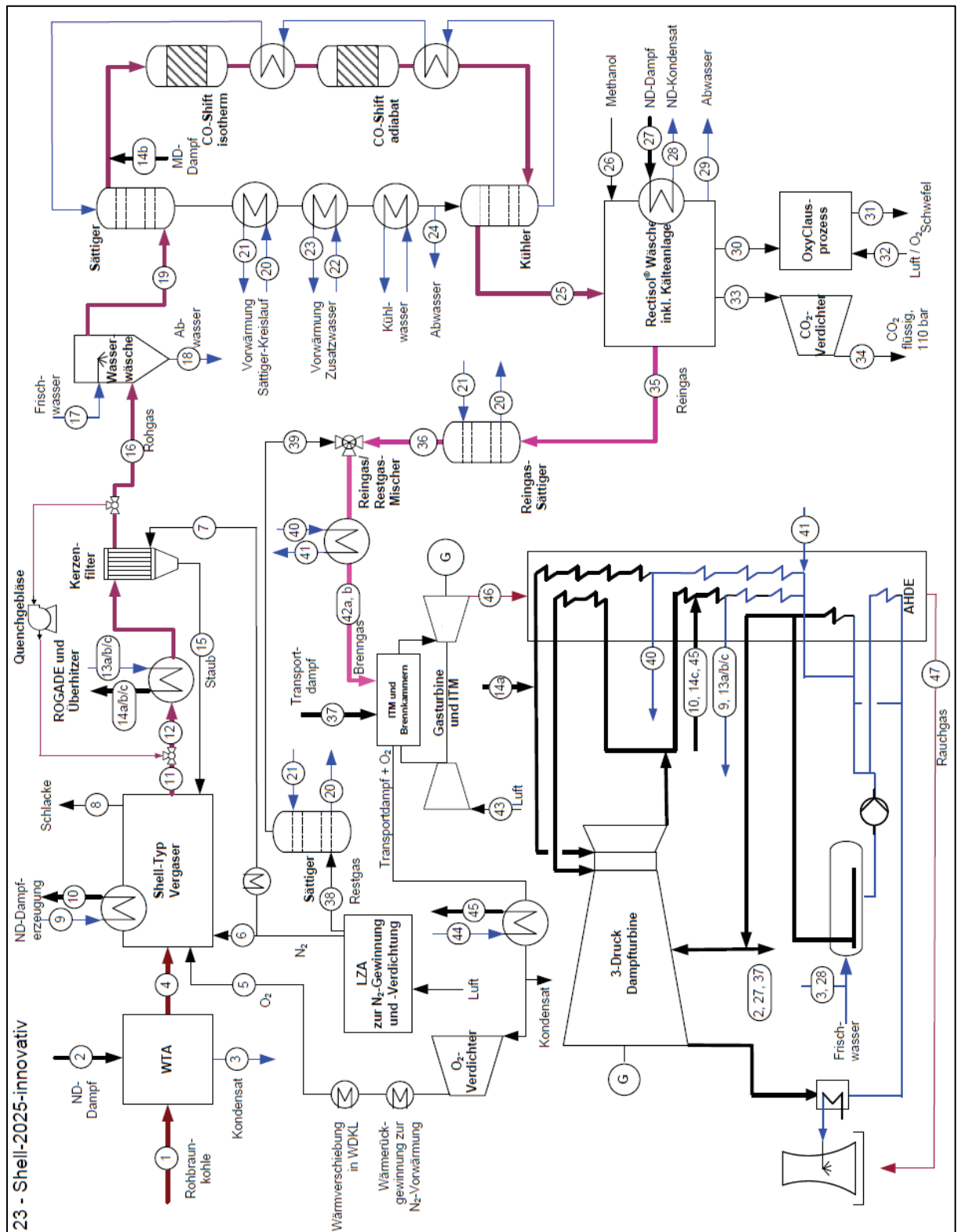


Abbildung C.23: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 23 – Shell-2025-innovativ

stream name (number)		raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	pulv-N ₂ to filter 7	slag ex gasifier 8	GuD - IP-water (cooling screen) 9	GuD - IP-steam (cooling screen) 10	product gas ex gasifier 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - IP-water 13c
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	137.52	4.04	4.04	67.20	42.44	7.84	2.35	4.85	3.10	3.10	112.63	349.73	87.46	16.43	7.10
temperature [°C]	[°C]	26	152	152	70	20	19	305	1500	244	244	1500	750	244	244	244
pressure [bar]	[bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	37.00	37.00	33.00	33.00	175.05	37.00	37.00
phase state		solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	solid	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	98.00	-	-	-	100.00	100.00	11.88	11.76	100.00	100.00	100.00
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	100.00	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	1.00	-	100.00	-	-	-	5.95	6.92	-	-	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.26	0.25	-	-	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	50.77	50.25	-	-	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.54	6.54	-	-	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.84	23.59	-	-	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.62	0.61	-	-	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.05	0.05	-	-	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	0.02	-	-	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Vol.-%]	-	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	-	99.26	99.26	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	3.50	-	-	7.16	-	-	-	99.26	-	-	0.74	0.74	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	25.98	-	-	53.17	-	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	102.00	-	-	102.00	-	-	-	100.00	-	-	100.00	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	137.52	-	-	67.20	-	-	-	4.85	-	-	19.39	19.39	-	-	-

stream name (number)		GuD - HP-steam 14a	GuD - IP-steam 14b	GuD - IP-steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to WW 16	fresh water to WW 17	waste water ex WW 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated addi- water to ww 22	preheated addi- water to ww 23	waste water ex sc cycle 24	raw gas ex CO- shift 25	melhanol to Rectisol-wash 26
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]	87.46	16.43	7.10	19.39	114.88	21.29	10.29	125.88	213.12	213.12	21.29	21.29	15.76	148.12	0.05
temperature [°C]	[°C]	600	246	246	285	285	25	35	159	85	149	175	112	96.0	38	25
pressure [bar]	[bar]	176.00	36.00	36.00	31.90	31.60	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	27.30	30.00
phase state		gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous	liquid
composition (gas, liquid)																
H ₂ O	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	11.70	98.99	99.28	20.80	99.92	99.92	99.00	99.00	98.62	0.30	-
O ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	-	-	-	0.00	-
N ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	7.38	-	0.00	6.61	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
AR	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.25	-	0.00	0.23	0.01	0.01	-	-	0.00	0.19	-
CO	[Vol.-%]	-	-	-	-	50.00	-	0.27	44.75	0.05	0.05	-	-	0.01	2.55	-
CO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	6.51	-	0.03	5.83	0.00	0.00	-	-	0.15	39.24	-
H ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	23.47	-	0.01	21.02	0.02	0.02	-	-	0.02	51.77	-
CH ₄	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.01	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
H ₂ S	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.61	-	0.00	0.54	0.00	0.00	-	-	0.01	0.48	-
COS	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.05	-	0.00	0.04	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
HCL	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.02	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	-
NO	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	[Vol.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]	-	-	-	-	0.00	1.01	-	0.19	0.00	0.00	1.00	1.00	1.18	0.01	100.00
TOTAL	[Vol.-%]	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																
MOISTURE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]	-	-	-	99.26	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	0.74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]	-	-	-	100.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]	-	-	-	19.39	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.45: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 23 – Shell-2025-innovativ

stream name (number)			LP steam to Recticrete-wash 27	LP condens. ex Recticrete-wash 28	waste water ex Recticrete-wash 29	H2S-rich gas to claus-process 30	sulfur ex claus- process 31	air to claus- process 32	CO2-rich gas to compressor 33	CO2-ldt gas ex compressor 34	clean gas ex Recticrete-wash 35	saturated clean gas ex soyle 36	sweep steam to ITM-process 37	used residual gas ex ASU 38	saturated residual gas 39	water to fuel gas preheating 40	water ex fuel gas preheating 41
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		21.45	21.45	21.45	5.54	1.15	10.56	120.95	120.95	25.79	41.19	40.87	2.00	2.33	24.06	24.06
temperature	[°C]		167	145	145	25	25	25	25	25	25	17	11	90	140	365	163
pressure	[bar]		5.00	5.00	5.00	1.01	1.01	1.01	0.8 / 2.7	110.00	24.60	24.50	5.00	26.00	24.50	180.00	179.00
phase state	[l]		gaseous	liquid	liquid	gaseous	solid	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	liquid	liquid
composition (gas, liquid)																	
H2O	[Vol.-%]		100.00	100.00	99.96	4.77	-	1.01	0.00	0.00	0.00	16.59	100.00	-	20.21	100.00	100.00
O2	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	20.74	-	-	-	0.00	-	2.00	1.58	-	-
N2	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	77.30	0.27	0.27	9.01	7.52	-	98.00	77.67	-	-
AR	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	0.92	0.00	0.00	0.30	0.25	-	-	0.05	-	-
CO	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	4.21	3.51	-	-	0.30	-	-
CO2	[Vol.-%]		-	-	0.04	70.41	-	0.03	99.72	99.72	1.01	8.84	-	-	0.03	-	-
H2	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	85.46	71.29	-	-	0.16	-	-
CH4	[Vol.-%]		-	-	0.00	-	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
H2S	[Vol.-%]		-	-	0.00	24.23	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
COS	[Vol.-%]		-	-	0.00	0.04	-	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	-	-	0.00	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO2	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		-	-	0.00	0.54	-	-	0.00	0.00	0.00	(0.00)	-	-	0.00	-	-
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)																	
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	1.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

stream name (number)			preheated fuel gas 42a	preheated fuel gas 42b	air to gas turbine 43	GuD - IP-water 44	GuD - IP-steam 45	exhaust gas ex gas turbine 46	exhaust gas ex HRSG 47
mass flow rate (sc.GT)	[kg/s]		27.34	16.18	729.60	71.78	71.78	731.37	731.37
temperature	[°C]		300	300	15	15	246	636	70
pressure	[bar]		24.00	24.00	1.01	10.00	37.00	1.05	1.04
phase state	[l]		gaseous	gaseous	gaseous	liquid	gaseous	gaseous	gaseous
composition (gas, liquid)									
H2O	[Vol.-%]		16.65	16.65	1.01	100.00	100.00	17.61	17.61
O2	[Vol.-%]		0.03	0.03	20.74	-	-	7.30	7.30
N2	[Vol.-%]		8.72	8.72	77.30	-	-	73.20	73.20
AR	[Vol.-%]		0.25	0.25	0.92	-	-	0.90	0.90
CO	[Vol.-%]		3.45	3.45	-	-	-	0.00	0.00
CO2	[Vol.-%]		0.83	0.83	0.03	-	-	0.85	0.85
H2	[Vol.-%]		70.08	70.08	-	-	-	0.00	0.00
CH4	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-
H2S	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-
COS	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-
HCL	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	-	-
NO	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	0.14	0.14
NO2	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	0.00	0.00
CH3OH	[Vol.-%]		-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	[Vol.-%]		0.00	0.00	-	-	-	0.00	0.00
TOTAL	[Vol.-%]		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)									
MOISTURE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
ASH	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
CARBON	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	[Ma.-%]		-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	[kg/s]		-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.46: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 23 – Shell-2025-innovativ

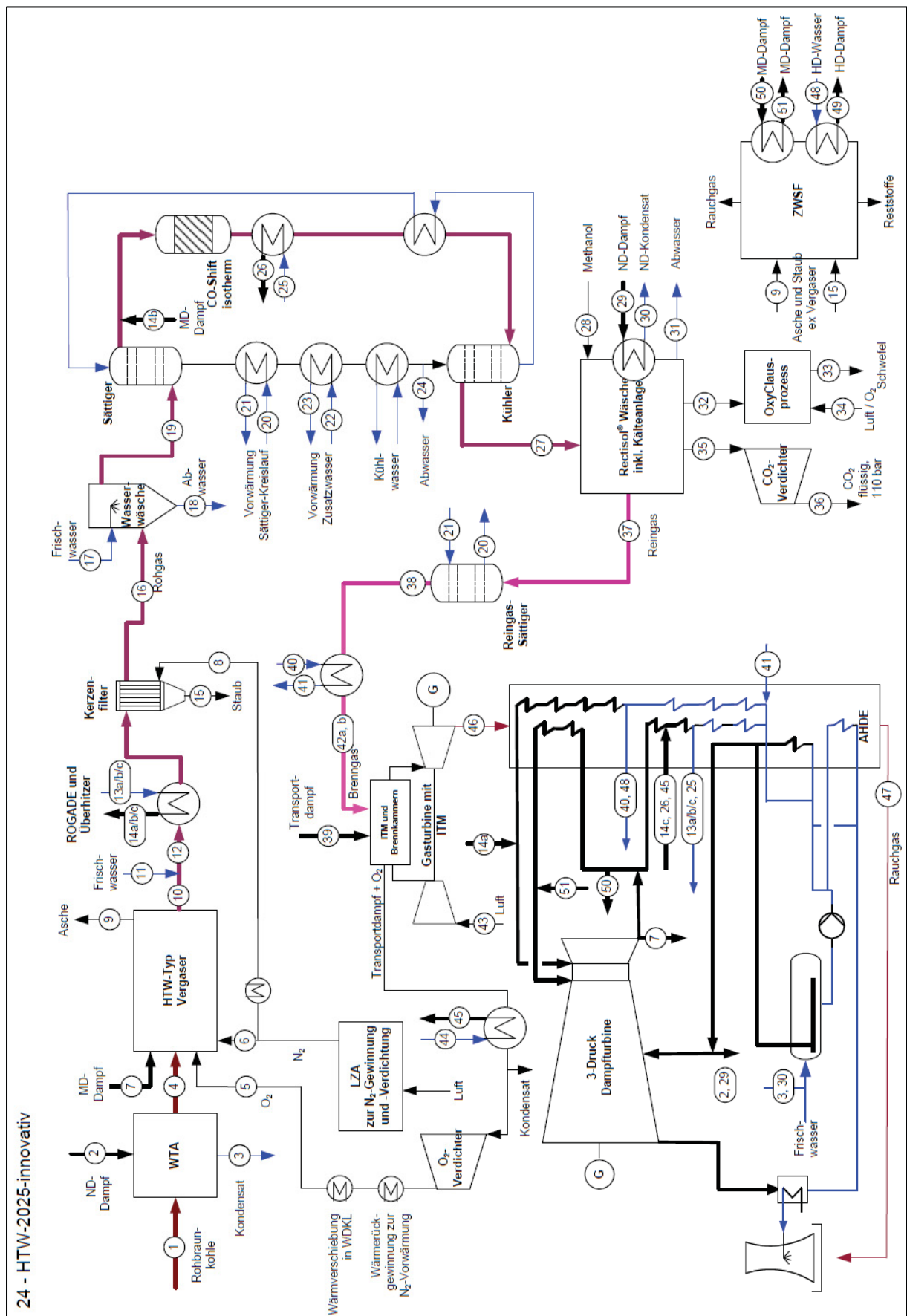


Abbildung C.24: IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 24 – HTW-2025-innovativ

stream name (number)	raw lignite to WTA 1	LP-steam to WTA 2	condensate ex WTA 3	dried lignite to gasifier 4	O ₂ -stream to gasifier 5	N ₂ -stream to gasifier 6	steam-stream to gasifier 7	puls-N ₂ to filter 8	ash ex gasifier 9	product gas ex gasifier 10	GuD - Quench- water 11	raw gas ex quench 12	GuD - HP-water 13a	GuD - IP-water 13b	GuD - IP-water 13c
mass flow rate (sc.GT)	126.27	3.71	3.71	61.70	25.88	6.51	19.07	0.72	4.94	106.68	2.80	109.48	45.27	1.00	7.37
temperature [°C]	157	157	152	70	235	39	274	305	600	980	25	920	176.05	244	244
pressure [bar]	1.01	5.00	5.00	36.00	36.00	36.00	36.00	75.00	33.00	33.00	80.00	33.00	37.00	37.00	37.00
phase state	solid	gaseous	liquid	solid	gaseous	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid
composition (gas, liquid)															
H ₂ O	-	100.00	100.00	-	98.00	-	100.00	-	-	18.24	100.00	18.75	100.00	100.00	100.00
O ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	3.76	0.01	-	0.01	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	1.00	100.00	-	100.00	1.84	5.06	-	4.90	-	-	-
Ar	-	-	-	-	1.00	-	-	-	-	0.16	-	0.15	-	-	-
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.36	-	28.48	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15.55	-	15.09	-	-	-
H ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	38.91	27.71	-	26.89	-	-	-
CH ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.12	-	4.96	-	-	-
H ₂ S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.38	-	0.37	-	-	-
COS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.01	-	0.01	-	-	-
HCL	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.02	-	0.02	-	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	-	-	-	-	-	-	-	-	55.49	0.38	-	0.37	-	-	-
TOTAL	126.27	100.00	100.00	61.70	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	57.00	-	-	12.00	-	-	-	-	-	45.83	-	45.83	-	-	-
ASH	3.50	-	-	7.16	-	-	-	-	80.85	54.17	-	54.17	-	-	-
CARBON	25.98	-	-	53.17	-	-	-	-	19.15	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	2.10	-	-	4.30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	0.30	-	-	0.61	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	0.03	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	0.80	-	-	1.64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	10.29	-	-	21.06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	102.00	-	-	102.00	-	-	-	-	102.00	100.00	-	100.00	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	126.27	-	-	61.70	-	-	-	-	4.94	1.35	-	1.35	-	-	-
stream name (number)	GuD - HP-steam 14a	GuD - IP-steam 14b	GuD - IP-steam 14c	dust ex filter 15	raw gas to ww 16	fresh water to ww 17	waste water ex ww 18	raw gas to sc- cycle 19	preheating water to s-cycle 20	preheating water to s-cycle 21	preheated add- water to ww 22	preheated add- water to ww 23	waste water ex sc- cycle 24	LP-water to CO- Shift 25	LP-steam from CO-Shift 26
mass flow rate (sc.GT)	45.27	1.00	7.37	1.35	110.16	12.97	2.89	120.24	81.02	81.02	12.97	12.97	18.11	9.48	9.48
temperature [°C]	600	244	244	285	285	25	35	171	77	160	175	133	86	154	246
pressure [bar]	176.00	36.00	36.00	31.90	31.90	1.00	31.00	31.50	25.10	24.60	32.00	32.50	26.80	37.00	37.00
phase state	gaseous	gaseous	gaseous	solid	gaseous	liquid	liquid	gaseous	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	liquid	gaseous
composition (gas, liquid)															
H ₂ O	100.00	100.00	100.00	-	18.67	98.99	95.21	26.69	98.85	98.85	99.00	99.00	98.51	100.00	100.00
O ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00	0.00	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	5.38	-	0.00	4.85	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
Ar	-	-	-	-	0.15	-	0.00	0.14	0.01	0.01	-	-	0.00	-	-
CO	-	-	-	-	25.35	-	0.00	13.53	0.06	0.06	-	-	0.02	-	-
CO ₂	-	-	-	-	13.02	-	0.07	24.11	0.00	0.00	-	-	0.13	-	-
H ₂	-	-	-	-	28.75	-	0.01	4.45	1.05	0.02	-	-	0.02	-	-
CH ₄	-	-	-	-	4.94	-	0.21	0.33	0.00	0.00	-	-	0.24	-	-
H ₂ S	-	-	-	-	0.37	-	0.00	0.01	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
COS	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	-	-
HCL	-	-	-	-	0.00	-	0.00	0.00	-	-	-	-	0.00	-	-
NO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NO ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
RESIDUE	-	-	-	-	0.37	1.01	4.35	0.34	0.00	0.00	1.00	1.00	1.08	-	-
TOTAL	100.00	100.00	100.00	-	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
composition (solid)															
MOISTURE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ASH	-	-	-	45.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CARBON	-	-	-	54.17	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HYDROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NITROGEN	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHLORINE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SULFUR	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OXYGEN	-	-	-	102.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	-	-	-	1.35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
solid mass flow (sc.GT)	-	-	-	1.35	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabelle C.47: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 24 – HTW-2025-innovativ

[illegible]

Tabelle C.48: Stoffstromdaten IGCC-CCS-Kraftwerkskonzept 24 – HTW-2025-innovativ

Parameter und Ergebnisse der Konzepte „konservativ“

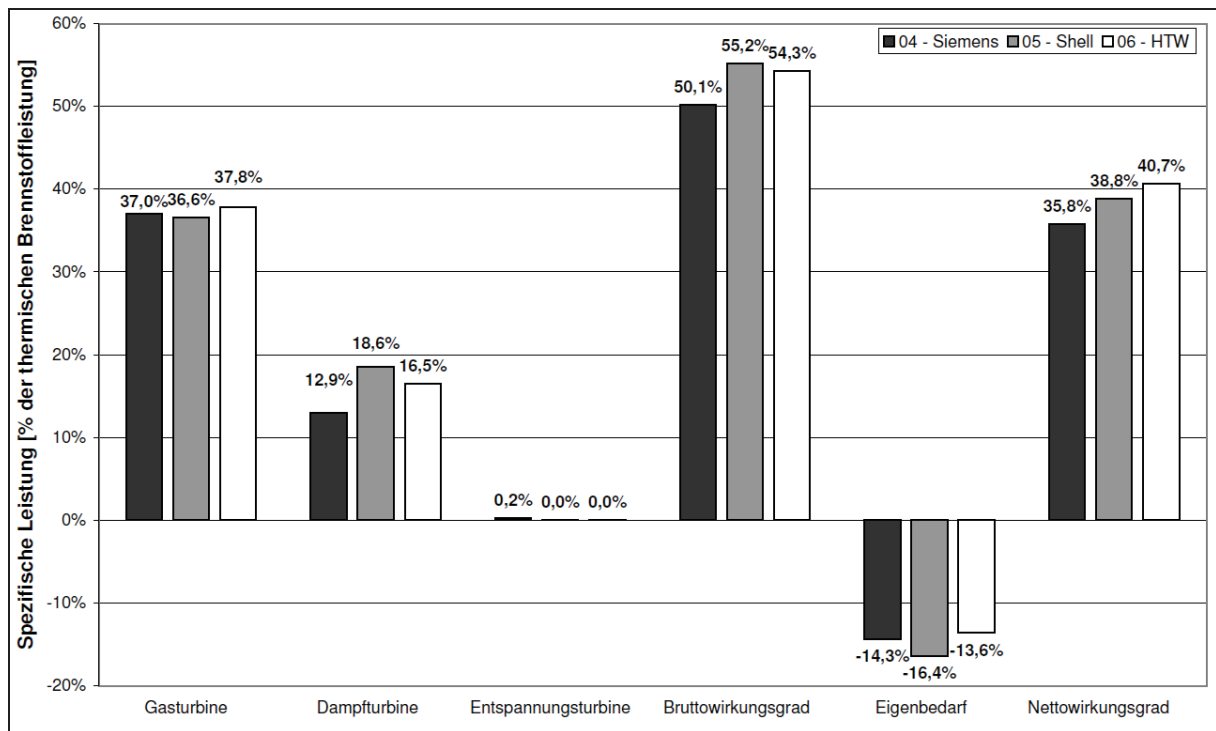


Abbildung C.26: Spezifische Leistung der Konzepte „konservativ“

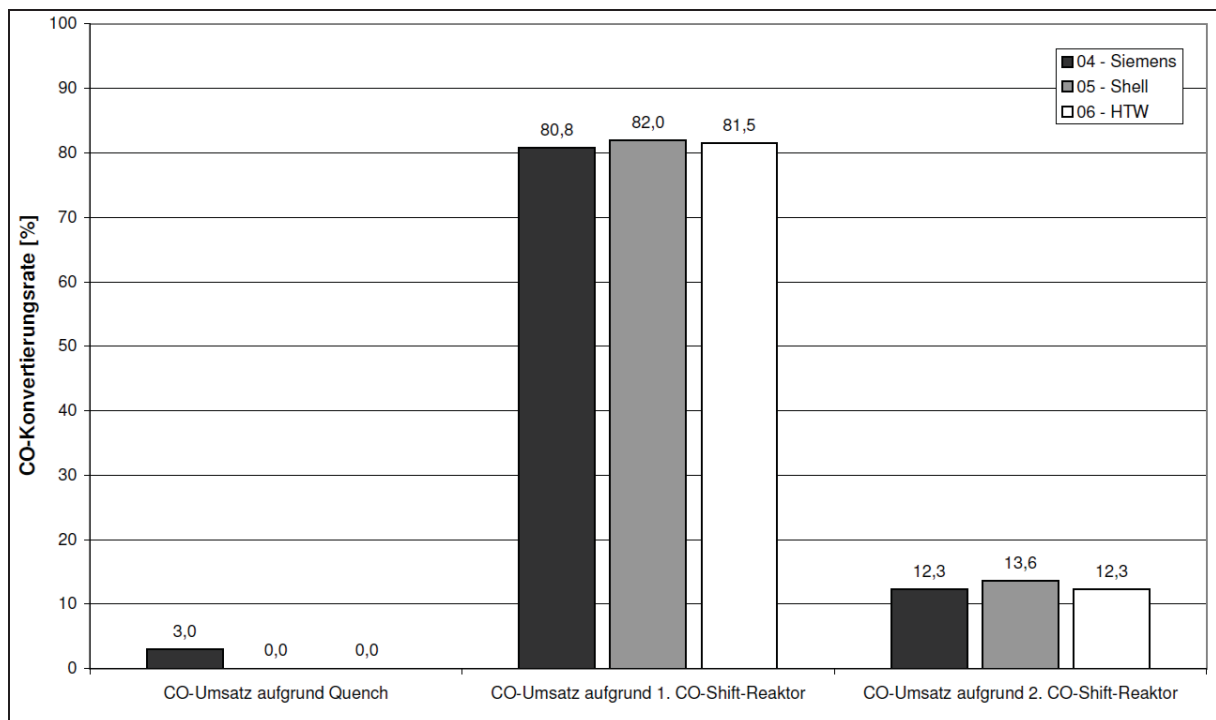


Abbildung C.27: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Konzepte „konservativ“

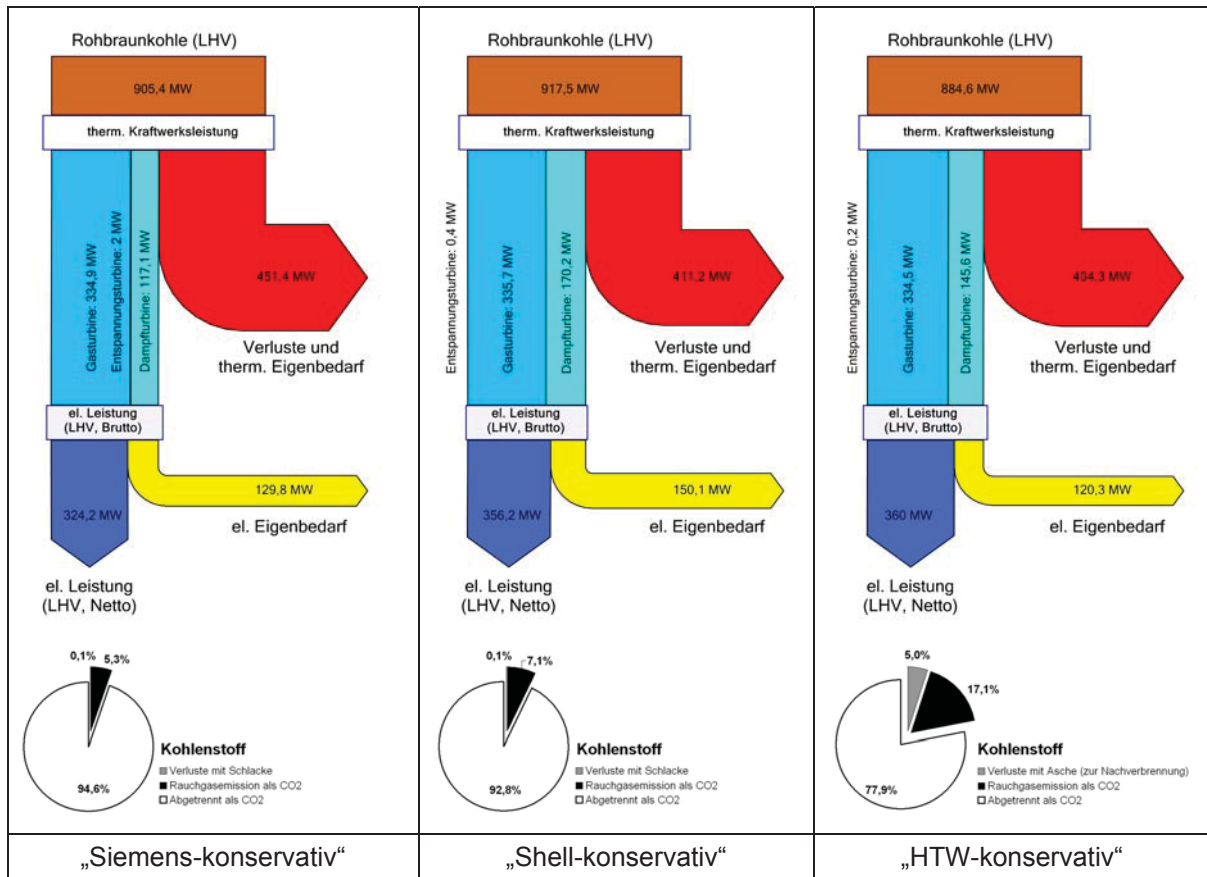


Abbildung C.28: Ergebnisse der Konzepte „konservativ“ im Sankeydiagramm

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

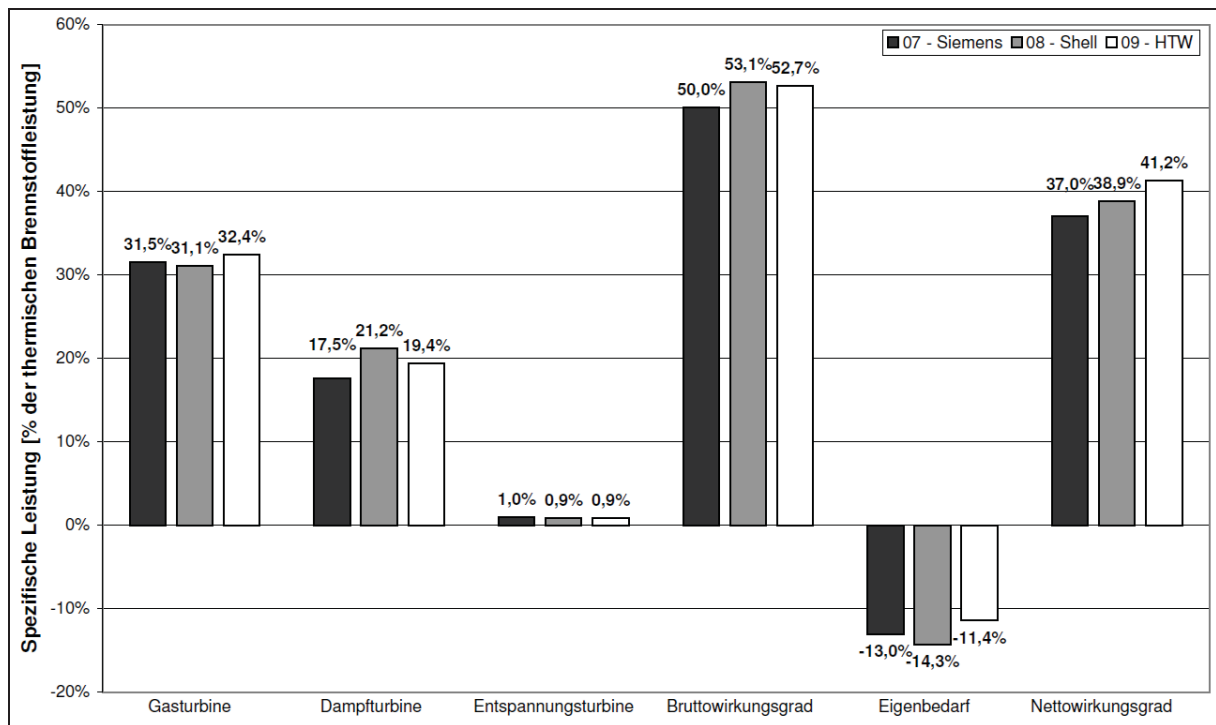


Abbildung C.30: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

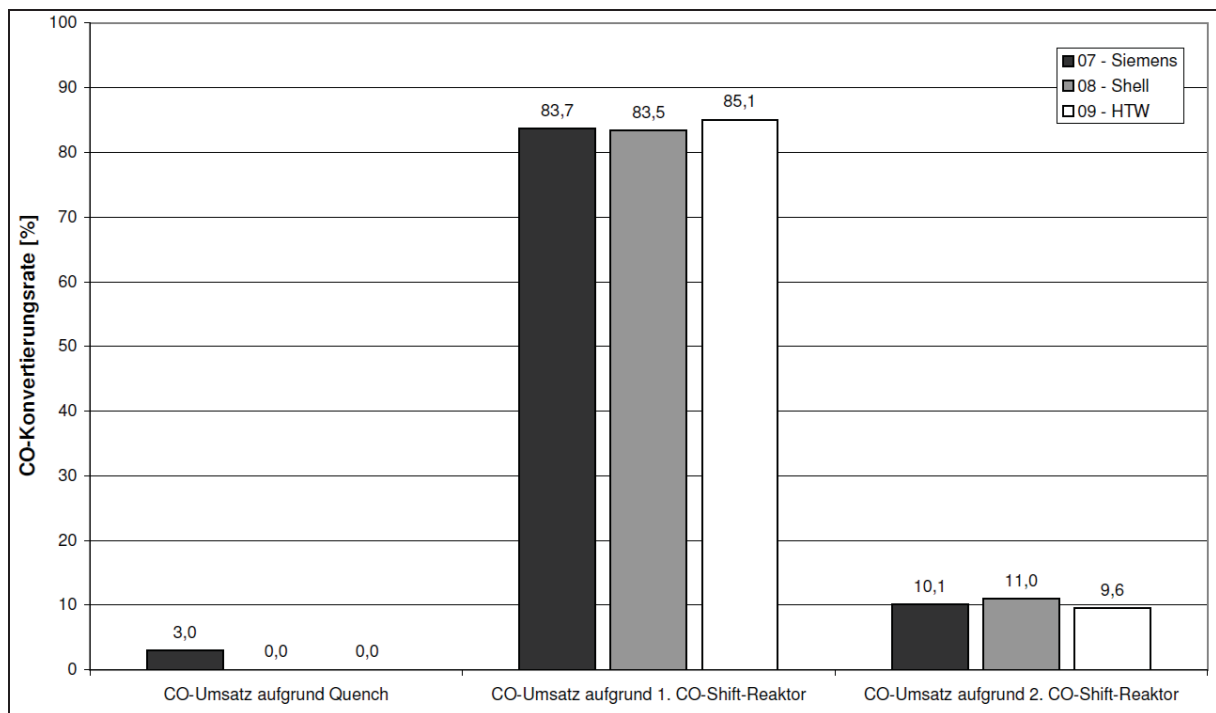


Abbildung C.31: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

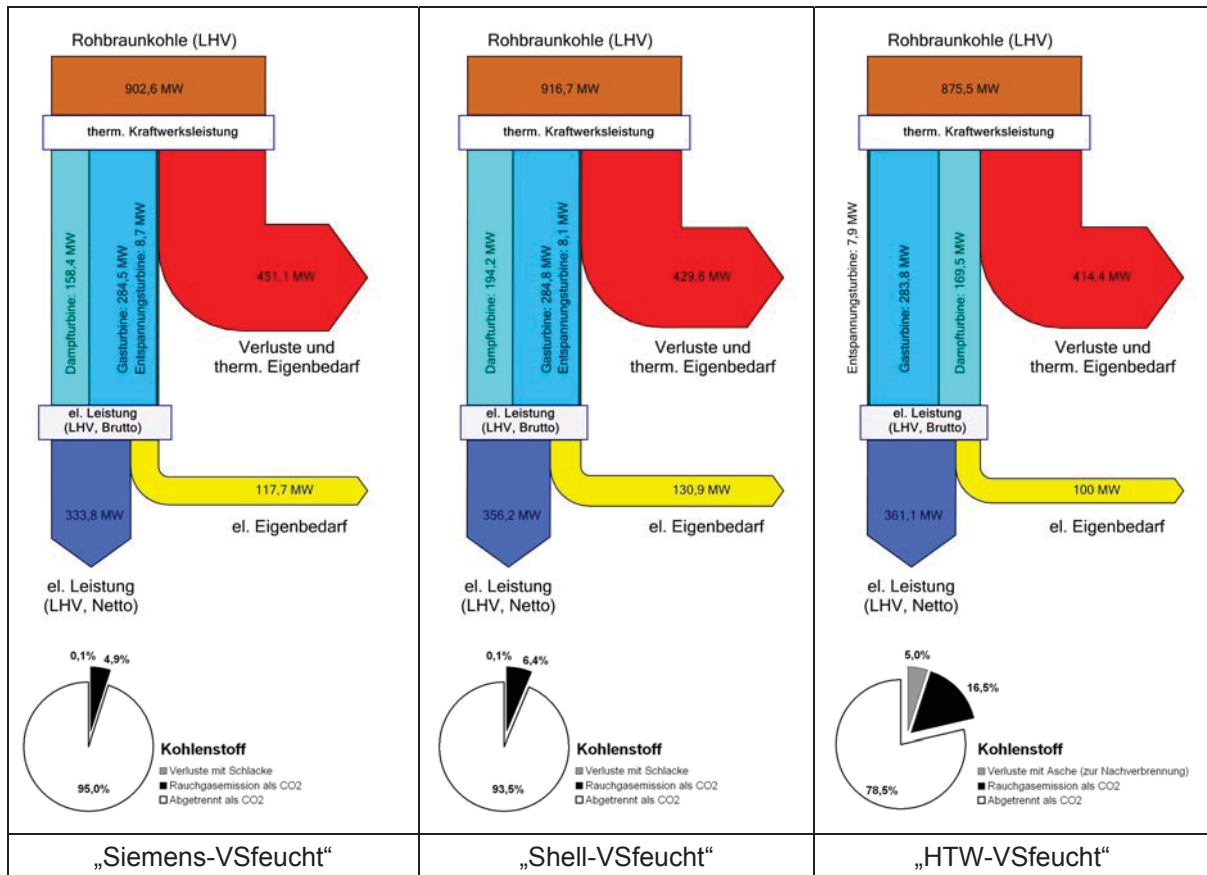


Abbildung C.32: Ergebnisse der Potenzialkonzepte „VSfeucht“ im Sankeydiagramm

Exergetische Betrachtungen

Tabelle C.49: Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

Konzepte	07 - Siemens		08 - Shell		09 - HTW	
Exergiebilanz Gesamtprozess	„VSfeucht“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 19.395					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,8%	18,9%	20,2%	20,3%	16,6%	16,6%
Rohgaskühlung und -entstaubung	6,6%	6,6%	3,8%	3,8%	2,2%	2,2%
Katalytische CO-Konvertierung	4,0%	4,0%	5,3%	5,3%	6,5%	6,5%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	4,4%	4,4%	3,6%	3,6%	3,6%	3,6%
CO ₂ -Verdichtung	2,8%	2,8%	2,8%	2,8%	2,7%	2,7%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,3%	0,3%	0,5%	0,5%	0,3%	0,3%
Verstromung	27,1%	27,1%	26,1%	26,1%	27,6%	27,6%
Luftentspannung und -zerlegung	1,6%	1,6%	1,8%	1,8%	0,7%	0,7%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,3%	2,4%
Summe	68,3%	66,3%	66,8%	64,8%	65,0%	63,2%

Konzepte	07 - Siemens	08 - Shell	09 - HTW
Exergiebilanz Gesamtprozess	„VSfeucht“		
Gesamtbilanz (Bezug RBK)			
Exergetischer Bruttowirkungsgrad	40,2%	42,7%	42,3%
Exergetischer Eigenbedarf	10,5%	11,5%	9,2%
Exergieverluste (Rauchgas)	1,6%	1,2%	1,3%
Exergieverluste (Sonstige)	58,2%	56,1%	56,3%
Exergetischer Nettowirkungsgrad	29,7%	31,2%	33,1%
Exergetischer Gütegrad	31,0%	32,5%	34,0%
C-Rückhaltegrad [%]	95,0%	93,5%	78,5%

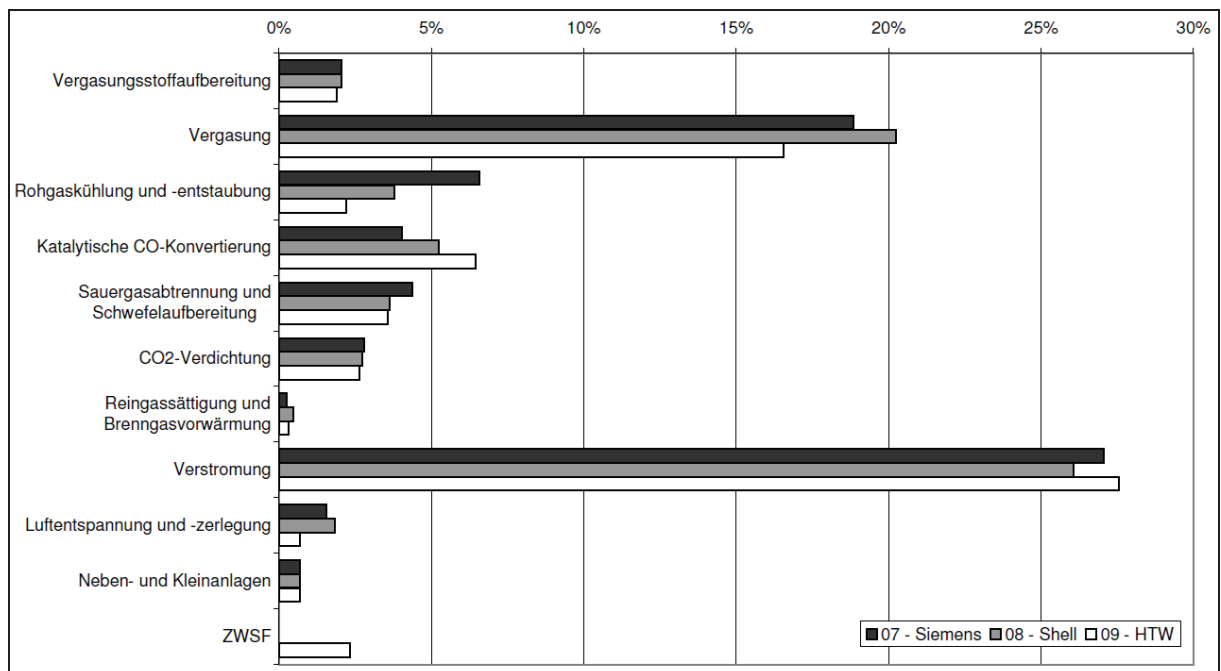


Abbildung C.33: Spezifische Exergieverluste der Potenzialkonzepte „VSfeucht“

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

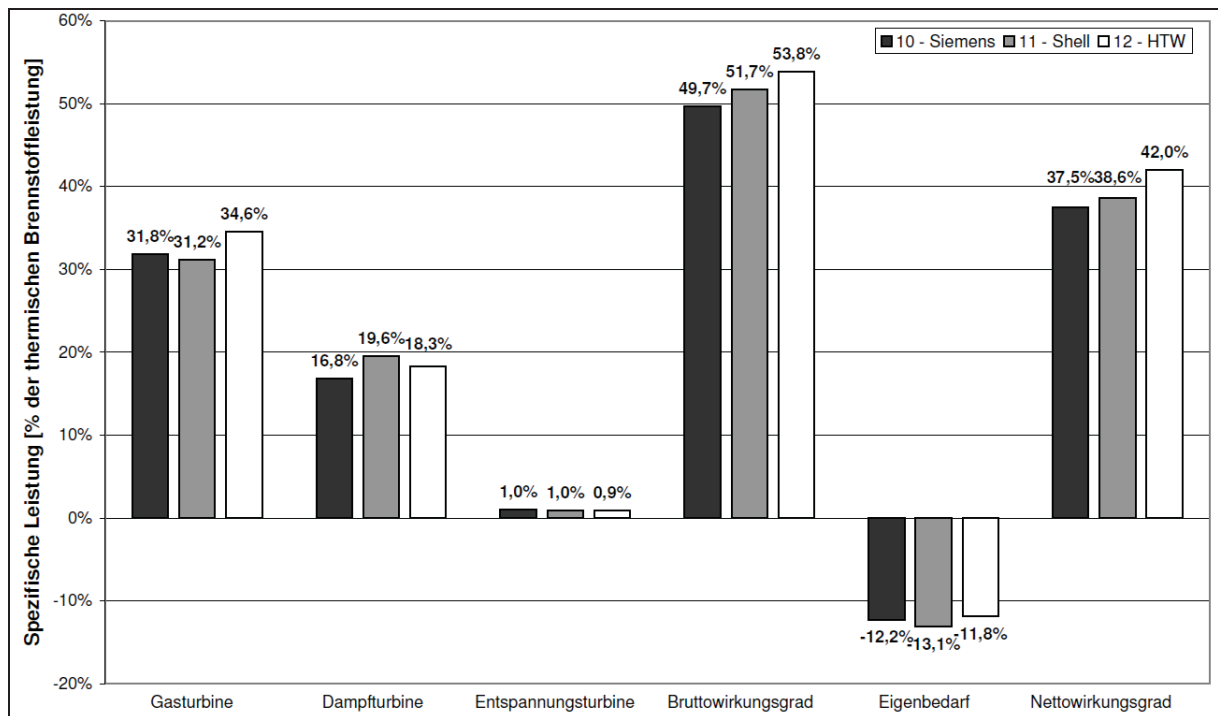


Abbildung C.35: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

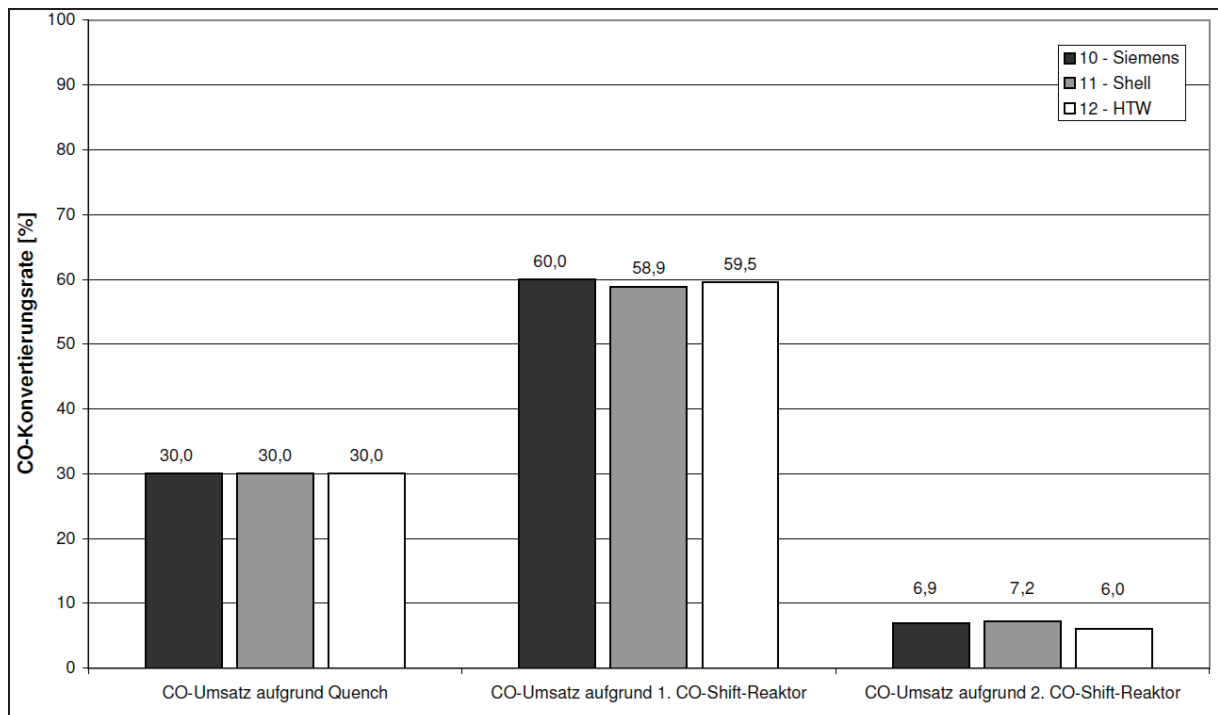


Abbildung C.36: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

Exergetische Betrachtungen**Tabelle C.50:** Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

Konzepte	10 - Siemens		11 - Shell		12 - HTW	
Exergiebilanz Gesamtprozess	„Quenchkonvertierung“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	20,0%	20,0%	16,4%	16,4%
Rohgaskühlung und -entstaubung	6,0%	6,0%	4,7%	4,7%	3,1%	3,1%
Katalytische CO-Konvertierung	4,2%	4,2%	3,9%	3,9%	2,8%	2,8%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,5%	3,5%	3,7%	3,7%	4,5%	4,5%
CO ₂ -Verdichtung	3,0%	3,0%	2,9%	2,9%	2,9%	2,9%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,4%	0,4%	0,4%	0,4%	0,3%	0,3%
Verstromung	27,7%	27,8%	26,8%	26,8%	29,4%	29,4%
Luftentspannung und -zerlegung	1,1%	1,1%	1,6%	1,6%	0,7%	0,7%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,4%	2,4%
Summe	67,5%	65,5%	66,8%	64,8%	65,0%	63,2%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowirkungs- grad	40,0%		41,6%		43,3%	
Exergetischer Eigenbedarf	9,8%		10,5%		9,5%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,9%		1,5%		1,4%	
Exergieverluste (Sonstige)	58,1%		56,9%		55,3%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	30,1%		31,1%		33,7%	
Exergetischer Gütegrad	31,4%		32,4%		34,5%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,4%		94,8%		81,8%	

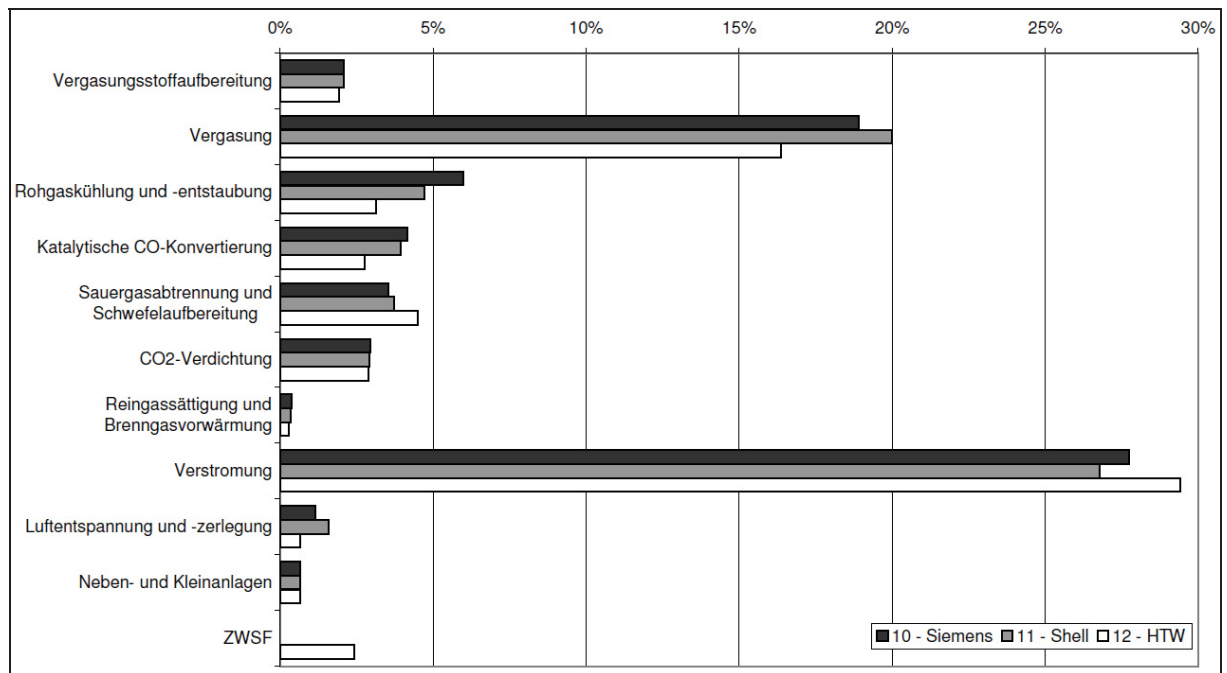


Abbildung C.37: Spezifische Exergieverluste der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung“

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „isotherm“

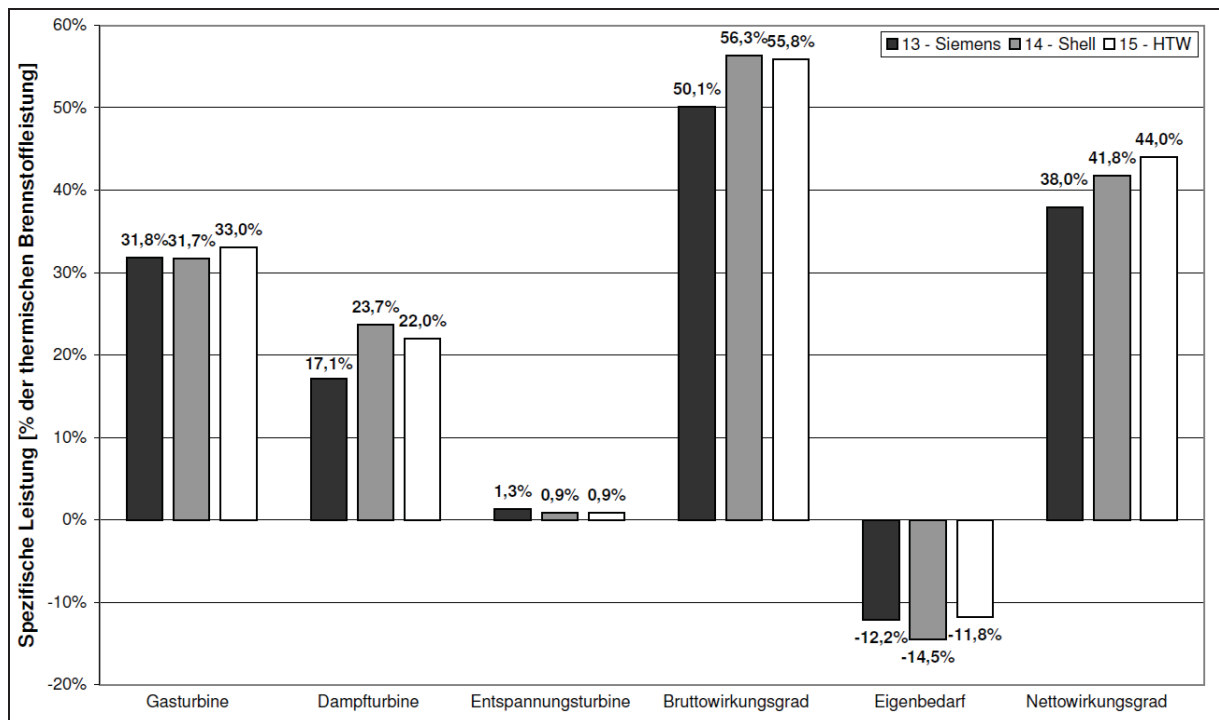


Abbildung C.39: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „isotherm“

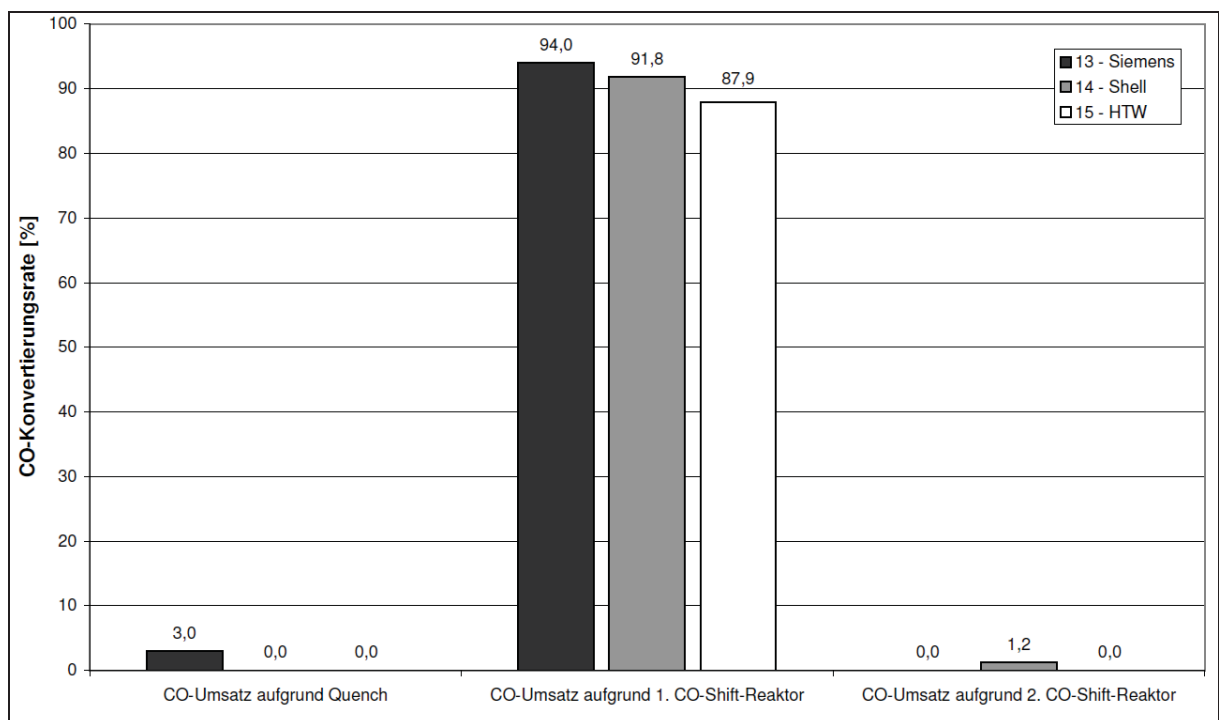


Abbildung C.40: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „isotherm“

Exergetische Betrachtungen**Tabelle C.51:** Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „isotherm“

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	13 - Siemens	14 - Shell		15 - HTW		
	„isotherm“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	19,9%	19,9%	16,4%	16,4%
Rohgaskühlung und -entstaubung	4,8%	4,8%	3,1%	3,1%	2,0%	2,0%
Katalytische CO- Konvertierung	5,3%	5,4%	3,1%	3,1%	4,2%	4,2%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,7%	3,7%	3,5%	3,5%	3,6%	3,6%
CO ₂ -Verdichtung	2,8%	2,8%	2,9%	2,9%	2,8%	2,8%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,3%	0,3%	0,7%	0,7%	0,2%	0,2%
Verstromung	27,8%	27,8%	26,7%	26,7%	27,5%	27,5%
Luftentspannung und -zerlegung	1,0%	1,0%	1,9%	1,9%	0,9%	0,9%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,4%	2,4%
Summe	67,3%	65,4%	64,4%	62,4%	62,3%	60,5%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowir- kungsgrad	40,3%		45,2%		44,9%	
Exergetischer Eigenbedarf	9,8%		11,7%		9,5%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,1%		1,0%		0,9%	
Exergieverluste (Sonstige)	58,6%		53,8%		54,2%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	30,5%		33,6%		35,4%	
Exergetischer Gütegrad	31,8%		34,9%		36,4%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,6%		92,2%		75,0%	

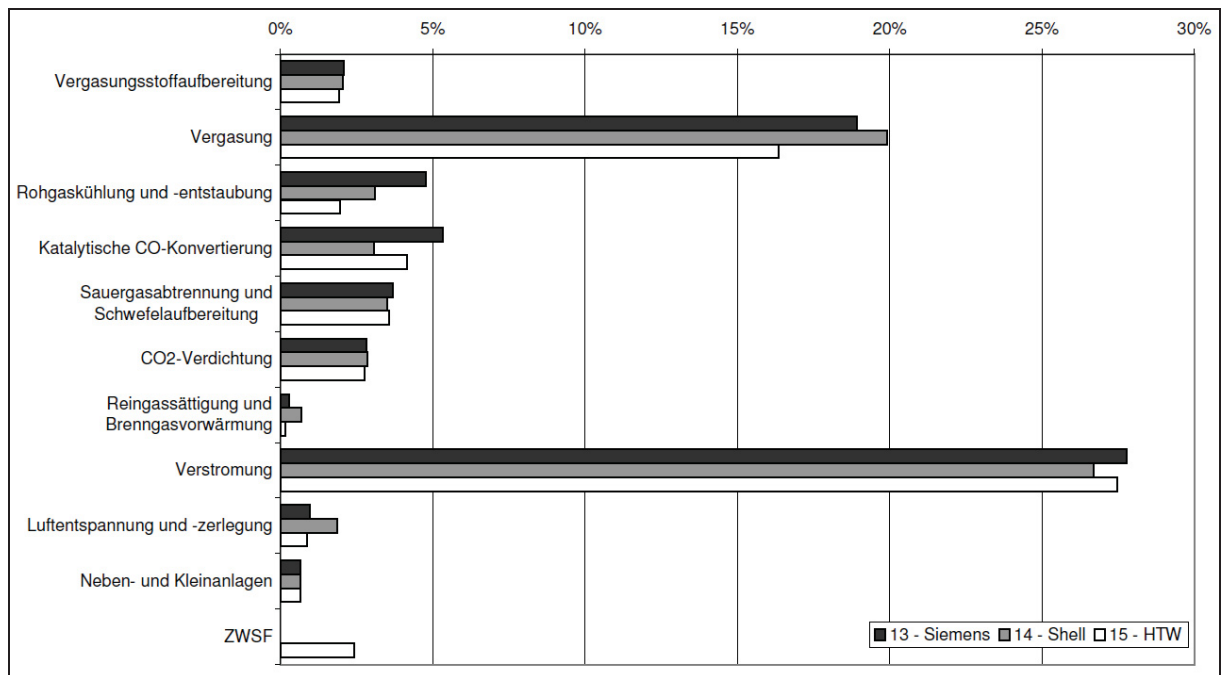


Abbildung C.41: Spezifische Exergieverluste der Potenzialkonzepte „isotherm“

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung- isotherm“

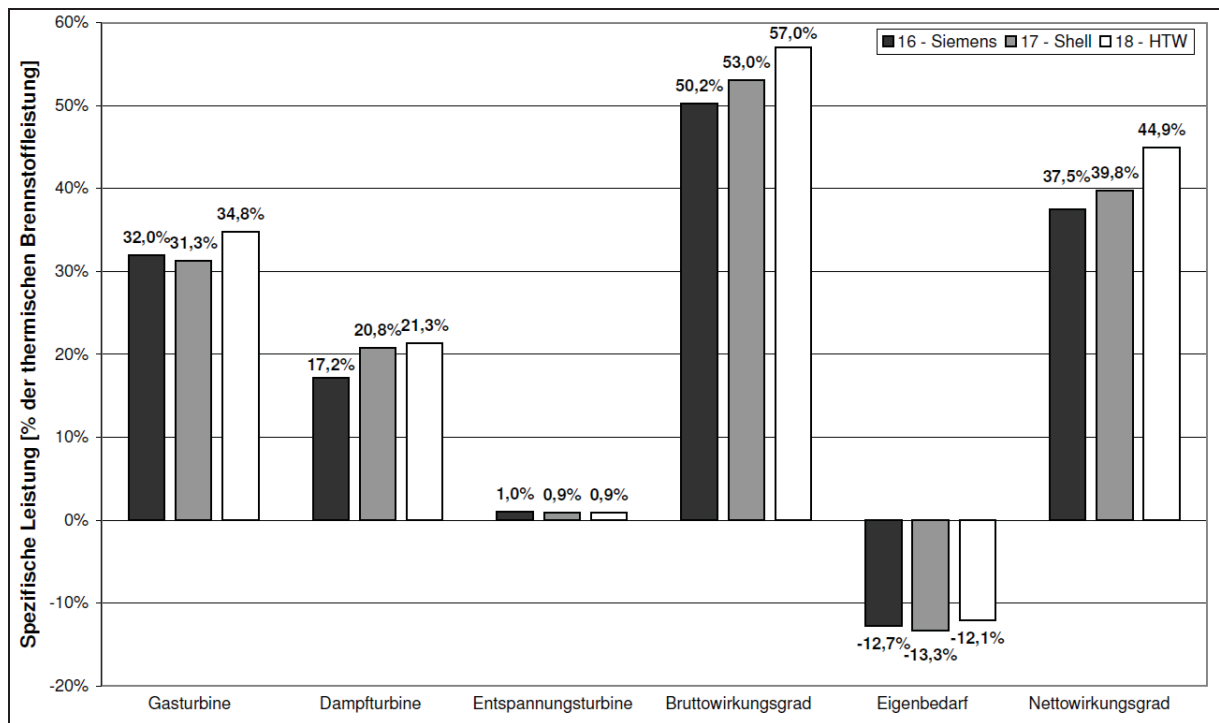


Abbildung C.43: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung- isotherm“

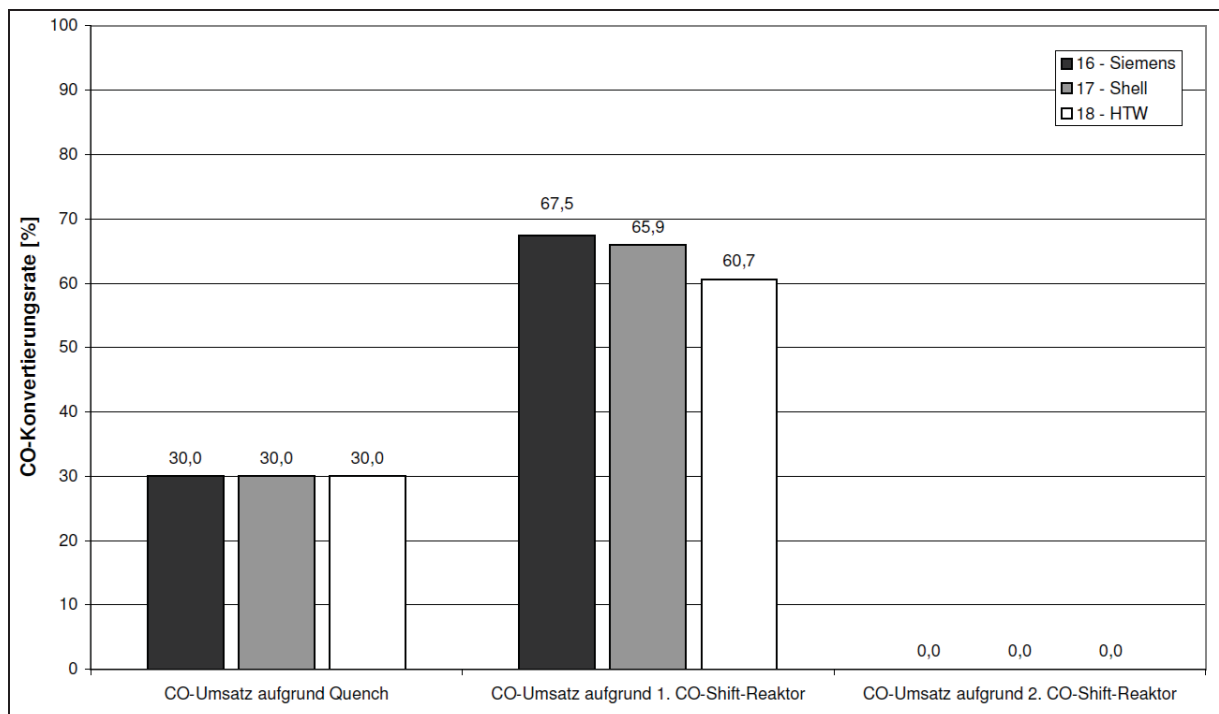


Abbildung C.44: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung- isotherm“

Exergetische Betrachtungen**Tabelle C.52:** Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung-isotherm“

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	16 - Siemens	17 - Shell		18 - HTW		
	„Quenchkonvertierung-isotherm“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	20,0%	20,0%	16,4%	16,4%
Rohgaskühlung und -entstaubung	6,0%	6,0%	4,6%	4,6%	3,1%	3,1%
Katalytische CO- Konvertierung	4,3%	4,3%	3,3%	3,3%	2,1%	2,1%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,7%	3,7%	3,7%	3,7%	3,2%	3,2%
CO ₂ -Verdichtung	2,8%	2,8%	2,8%	2,8%	2,7%	2,7%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,3%	0,3%	0,4%	0,4%	0,4%	0,4%
Verstromung	27,3%	27,4%	26,7%	26,8%	29,0%	29,0%
Luftentspannung und -zerlegung	1,5%	1,5%	1,6%	1,6%	0,8%	0,8%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,4%	2,4%
Summe	67,6%	65,6%	65,9%	64,0%	62,7%	60,9%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowir- kungsgrad	40,3%		42,6%		45,8%	
Exergetischer Eigenbedarf	10,2%		10,7%		9,7%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,7%		1,4%		1,1%	
Exergieverluste (Sonstige)	57,9%		56,0%		53,1%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	30,1%		32,0%		36,1%	
Exergetischer Gütegrad	31,4%		33,3%		36,9%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,9%		94,7%		79,4%	

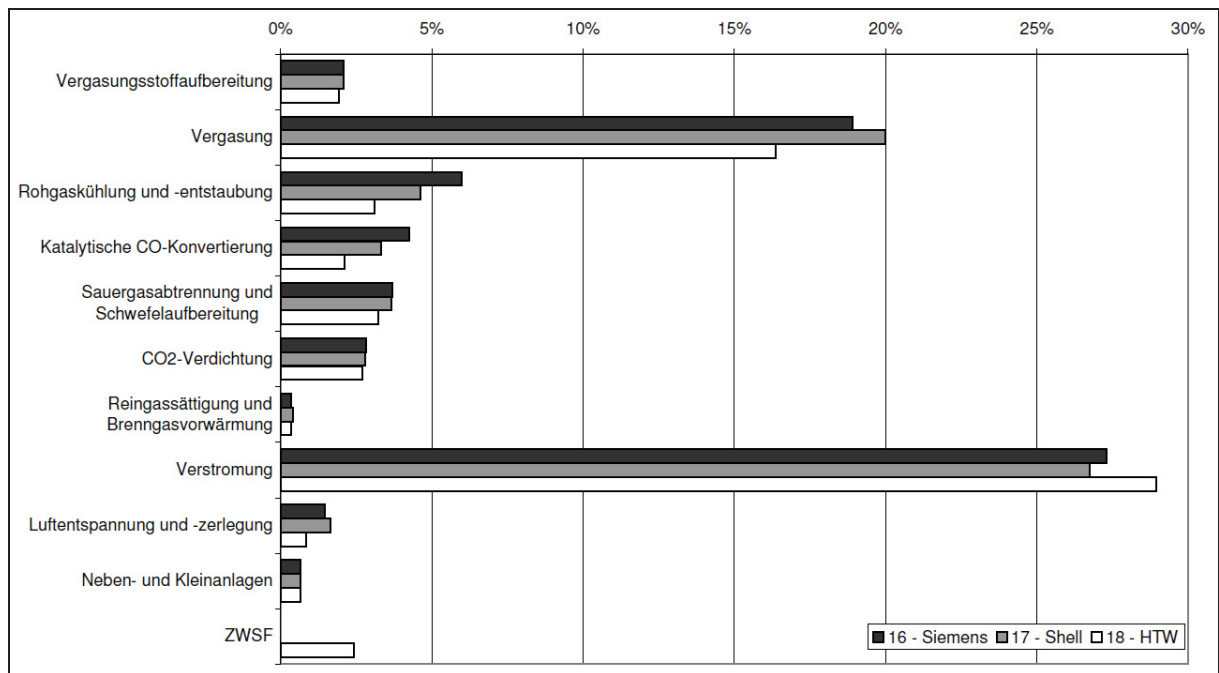


Abbildung C.45: Spezifische Exergieverluste der Potenzialkonzepte „Quenchkonvertierung-isotherm“

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

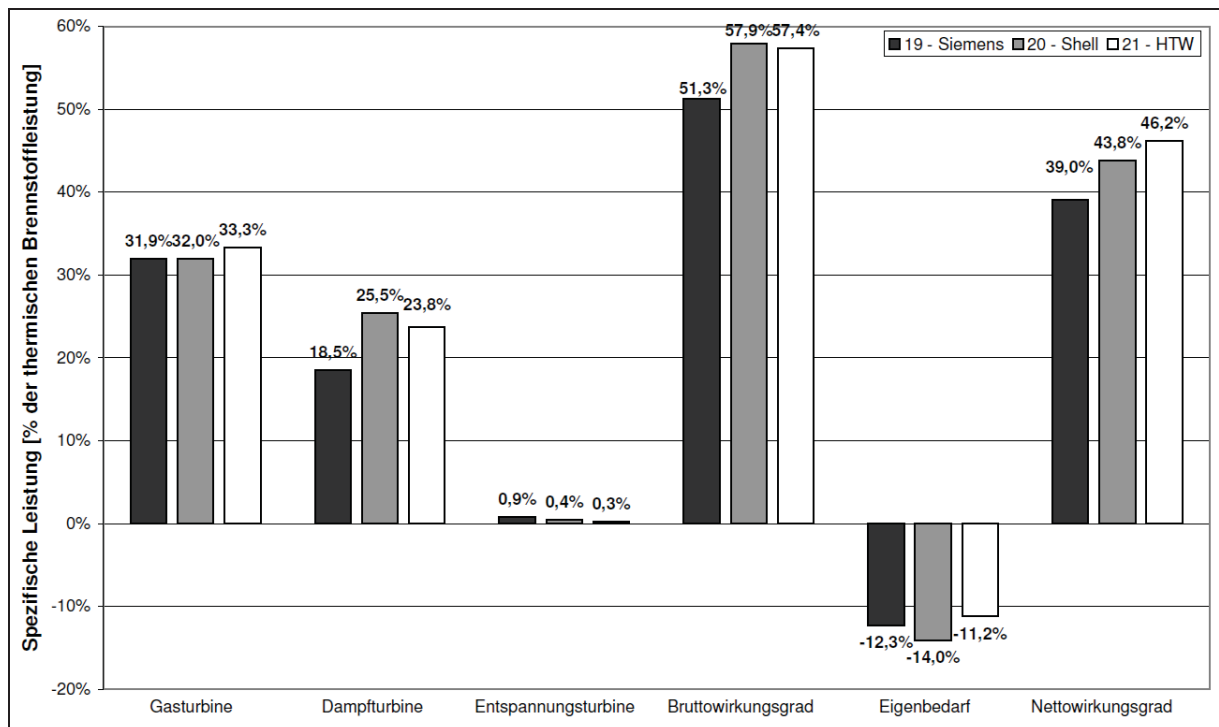


Abbildung C.47: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

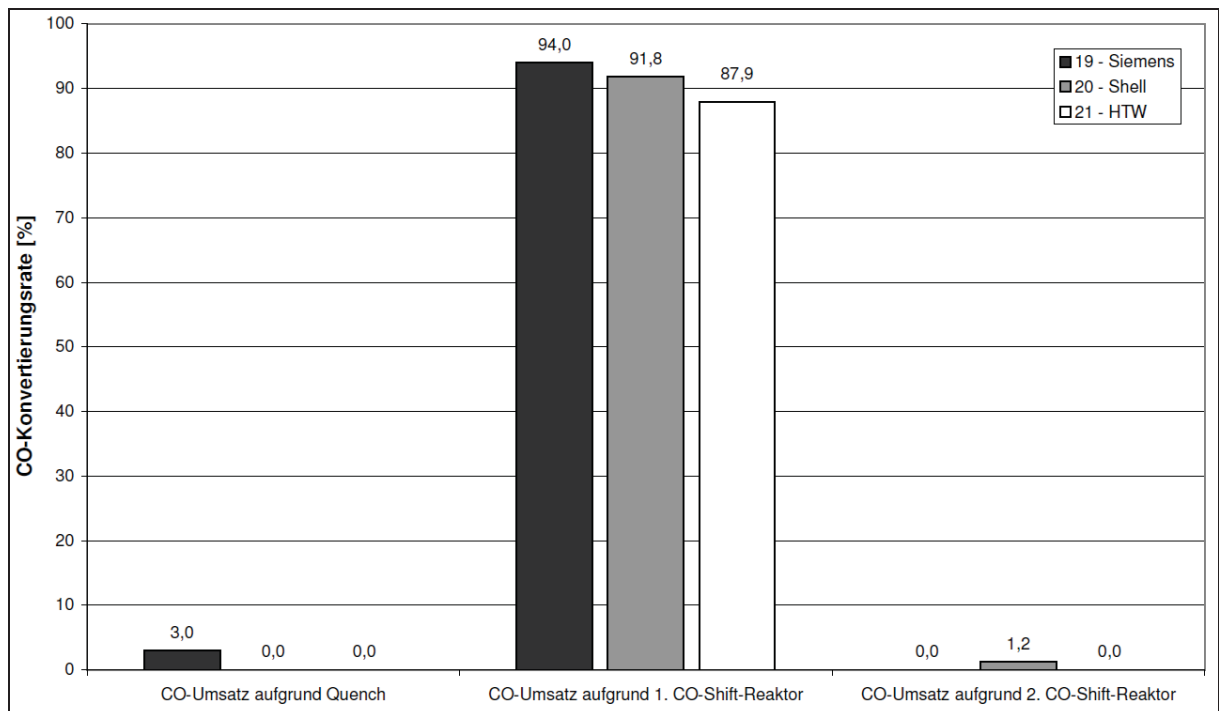


Abbildung C.48: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

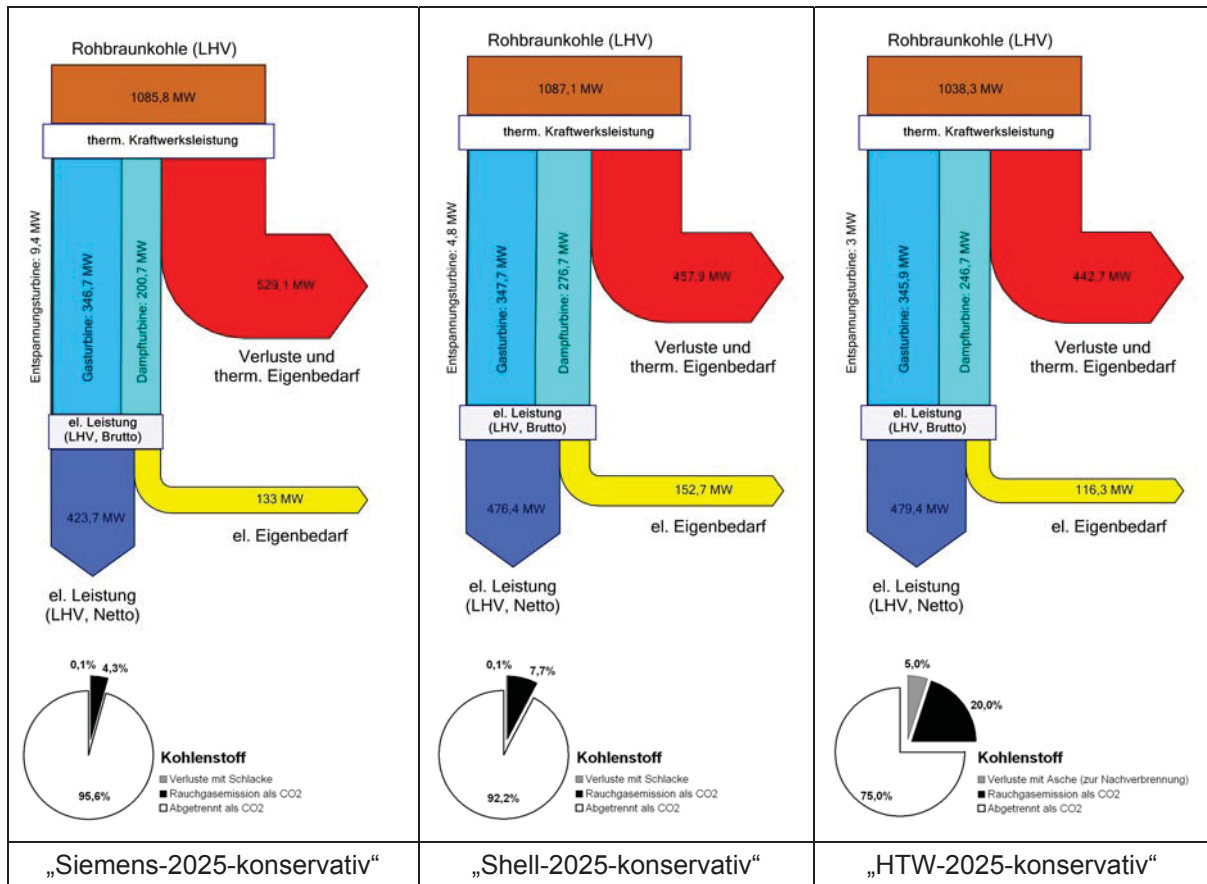


Abbildung C.49: Ergebnisse der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“ im Sankeydiagramm

Exergetische Betrachtungen

Tabelle C.53: Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	19 - Siemens	20 - Shell		21 - HTW		
	„2025-konservativ“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	19,6%	19,6%	16,0%	16,0%
Rohgaskühlung und -entstaubung	5,1%	5,2%	3,1%	3,1%	2,2%	2,2%
Katalytische CO- Konvertierung	4,6%	4,6%	3,6%	3,6%	4,1%	4,1%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,7%	3,7%	3,6%	3,6%	3,7%	3,7%
CO ₂ -Verdichtung	2,7%	2,7%	2,6%	2,6%	2,6%	2,6%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,4%	0,4%	0,2%	0,2%	0,2%	0,2%
Verstromung	26,4%	26,4%	25,3%	25,4%	26,3%	26,4%
Luftentspannung und -zerlegung	1,8%	1,8%	2,6%	2,6%	1,7%	1,7%

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	19 - Siemens		20 - Shell		21 - HTW	
	„2025-konservativ“					
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,3%	2,3%
Summe	66,4%	64,4%	63,3%	61,3%	61,6%	59,7%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowir- kungsgrad	41,2%		46,5%		46,1%	
Exergetischer Eigenbedarf	9,8%		11,3%		9,0%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,8%		0,9%		0,9%	
Exergieverluste (Sonstige)	57,0%		52,5%		53,0%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	31,4%		35,2%		37,1%	
Exergetischer Gütegrad	32,6%		36,5%		38,1%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,6%		92,2%		75,0%	

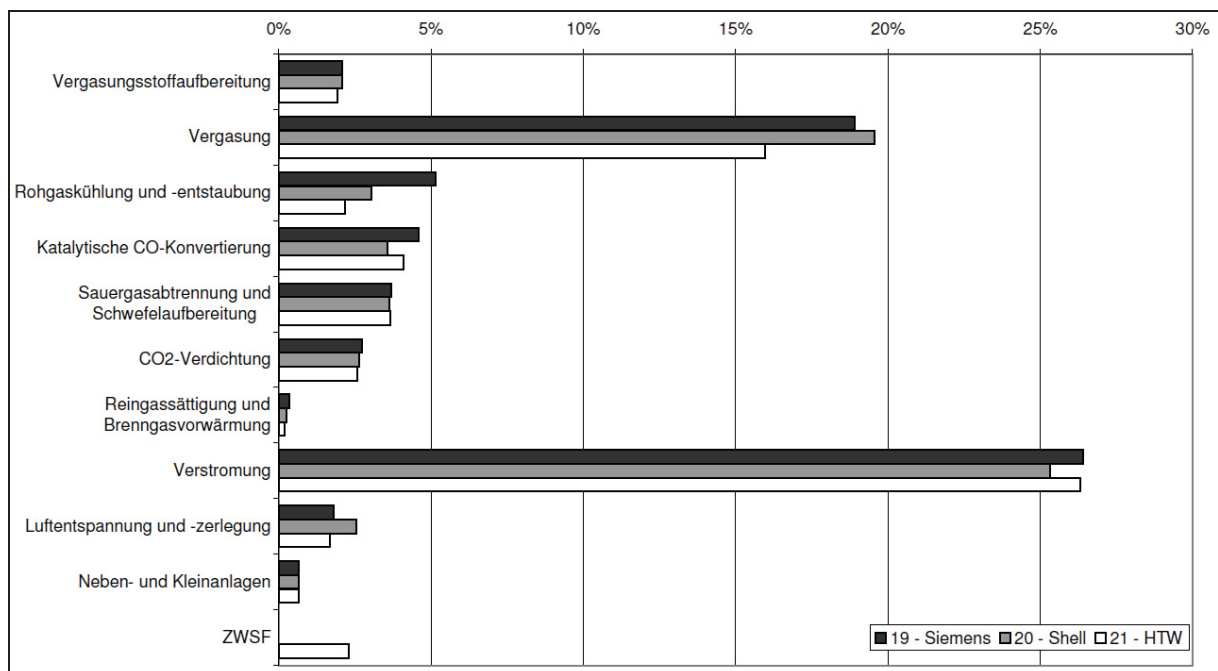


Abbildung C.50: Spezifische Exergieverluste der die Potenzialkonzepte „2025-konservativ“

Parameter und Ergebnisse der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

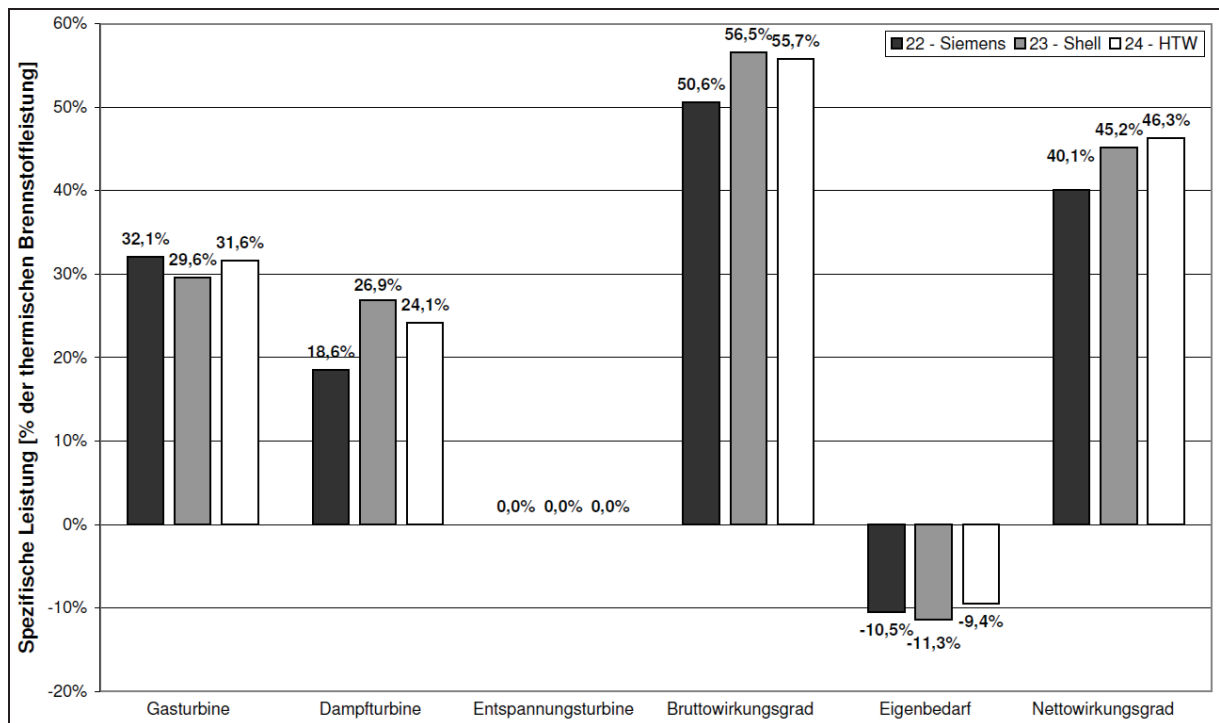


Abbildung C.52: Spezifische Leistung der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

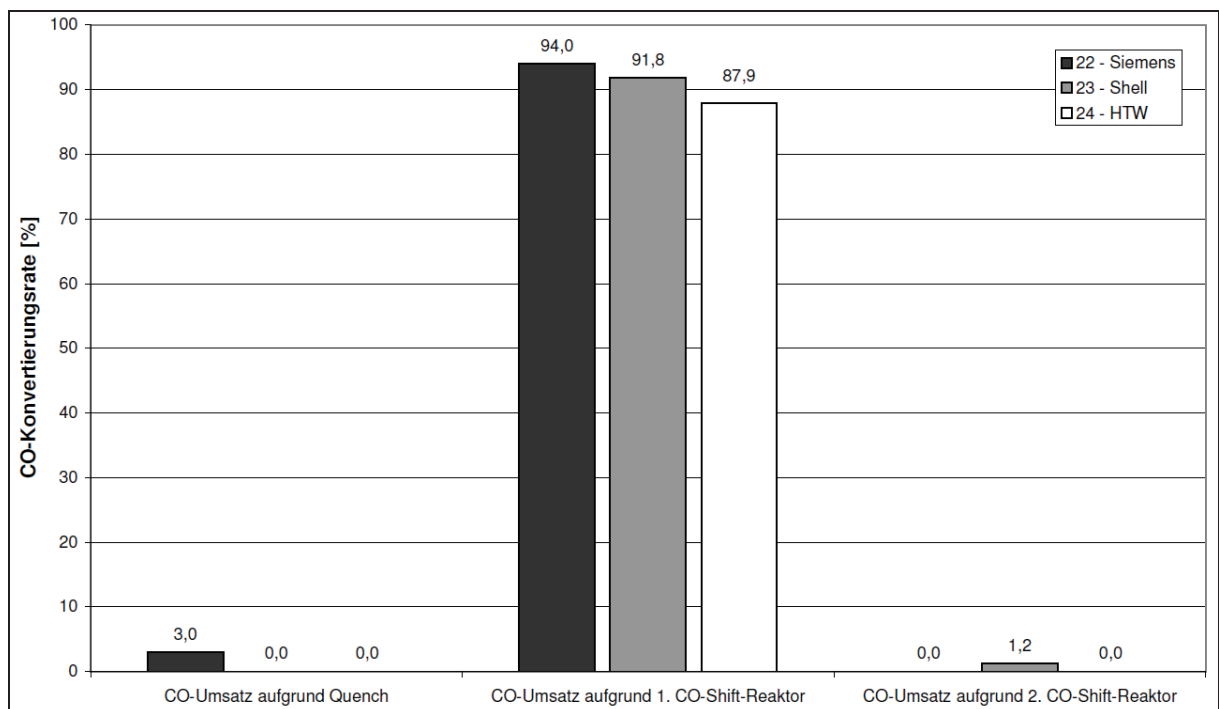


Abbildung C.53: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

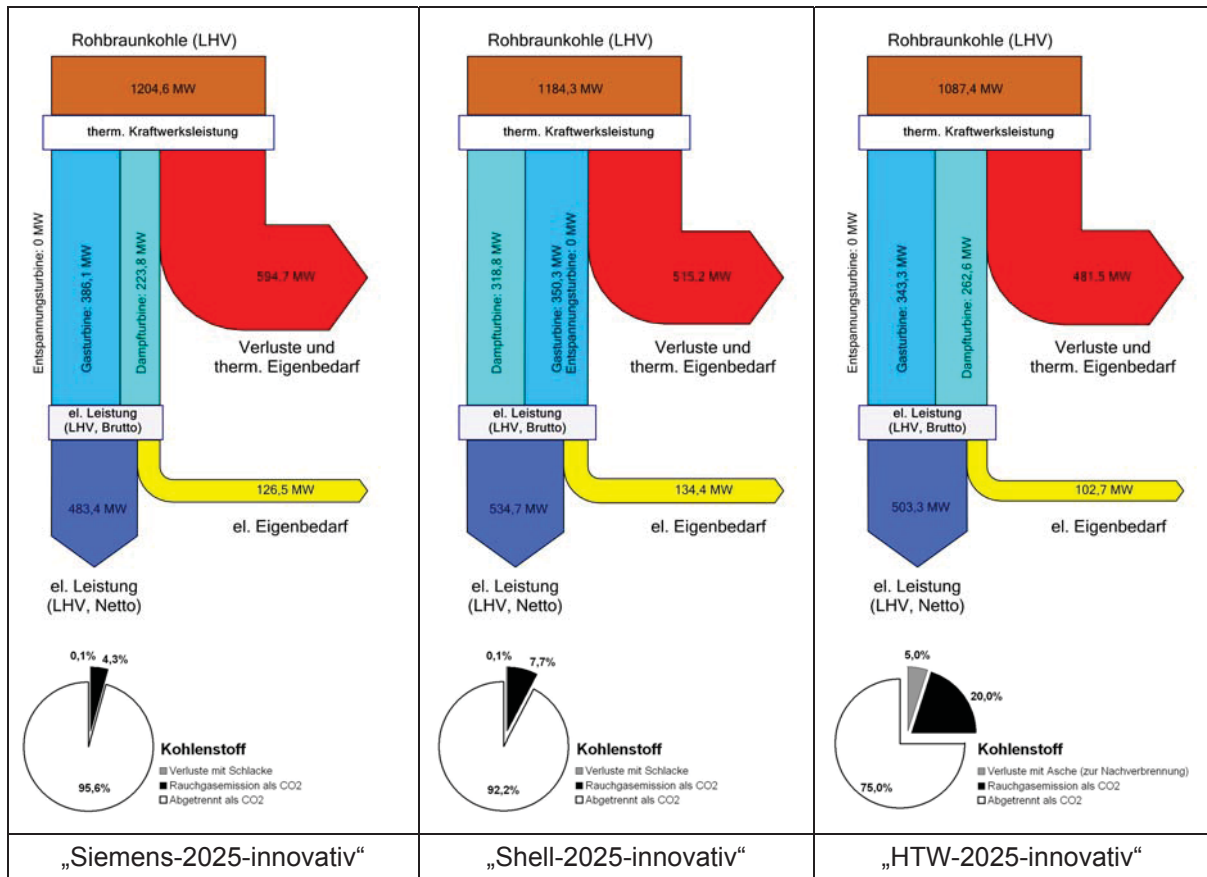


Abbildung C.54: Ergebnisse der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“ im Sankeydiagramm

Exergetische Betrachtungen

Tabelle C.54: Exergieverlustanalyse und Exergiegesamtbilanz der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

Konzepte Exergiebilanz Gesamtprozess	22 - Siemens		23 - Shell		24 - HTW	
	„2025-innovativ“					
Exergie Vergasungsstoff vor / nach Aufbereitung [kJ/kg]	10.716 / 21.896					
Bilanzräume zur Exergieverlustanalyse (Teilbilanz)						
Exergieverluste	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK	Bezug RBK	Bezug TBK
Vergasungsstoffaufbereitung	2,1%	0,0%	2,1%	0,0%	1,9%	0,0%
Vergasung	18,9%	18,9%	19,5%	19,6%	16,0%	16,0%
Rohgaskühlung und -entstaubung	5,2%	5,2%	3,1%	3,1%	2,2%	2,2%
Katalytische CO-Konvertierung	4,6%	4,6%	3,6%	3,6%	4,1%	4,1%
Sauergasabtrennung und Schwefelaufbereitung	3,7%	3,7%	3,6%	3,6%	3,7%	3,7%
CO ₂ -Verdichtung	2,7%	2,7%	2,6%	2,6%	2,6%	2,6%
Reingassättigung und -vorwärmung	0,4%	0,4%	0,3%	0,3%	0,1%	0,1%
Verstromung	28,3%	28,3%	27,3%	27,3%	28,3%	28,3%
Luftentspannung und -zerlegung	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%
Neben- und Kleinanlagen	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%	0,7%
ZWSF	-	-	-	-	2,3%	2,3%

Konzepte Exergiebilanz Gesamtpro- zess	22 - Siemens		23 - Shell		24 - HTW	
	„2025-innovativ“					
Summe	66,4%	64,4%	62,7%	60,7%	61,8%	59,9%
Gesamtbilanz (Bezug RBK)						
Exergetischer Bruttowir- kungsgrad	40,7%		45,4%		44,8%	
Exergetischer Eigenbedarf	8,4%		9,1%		7,6%	
Exergieverluste (Rauchgas)	1,8%		1,0%		0,4%	
Exergieverluste (Sonstige)	57,5%		53,6%		54,8%	
Exergetischer Nettowir- kungsgrad	32,2%		36,3%		37,2%	
Exergetischer Gütegrad	33,5%		37,6%		38,2%	
C-Rückhaltegrad [%]	95,6%		92,2%		75,0%	

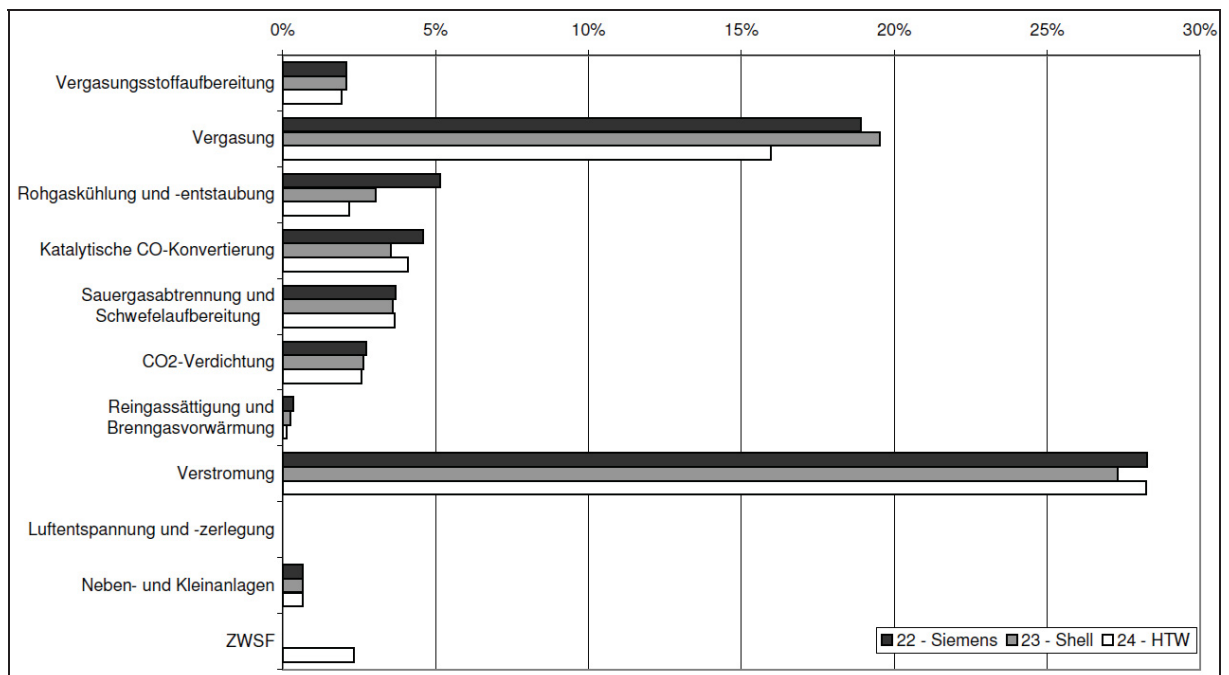


Abbildung C.55: Spezifische Exergieverluste der Potenzialkonzepte „2025-innovativ“

Ergänzungen

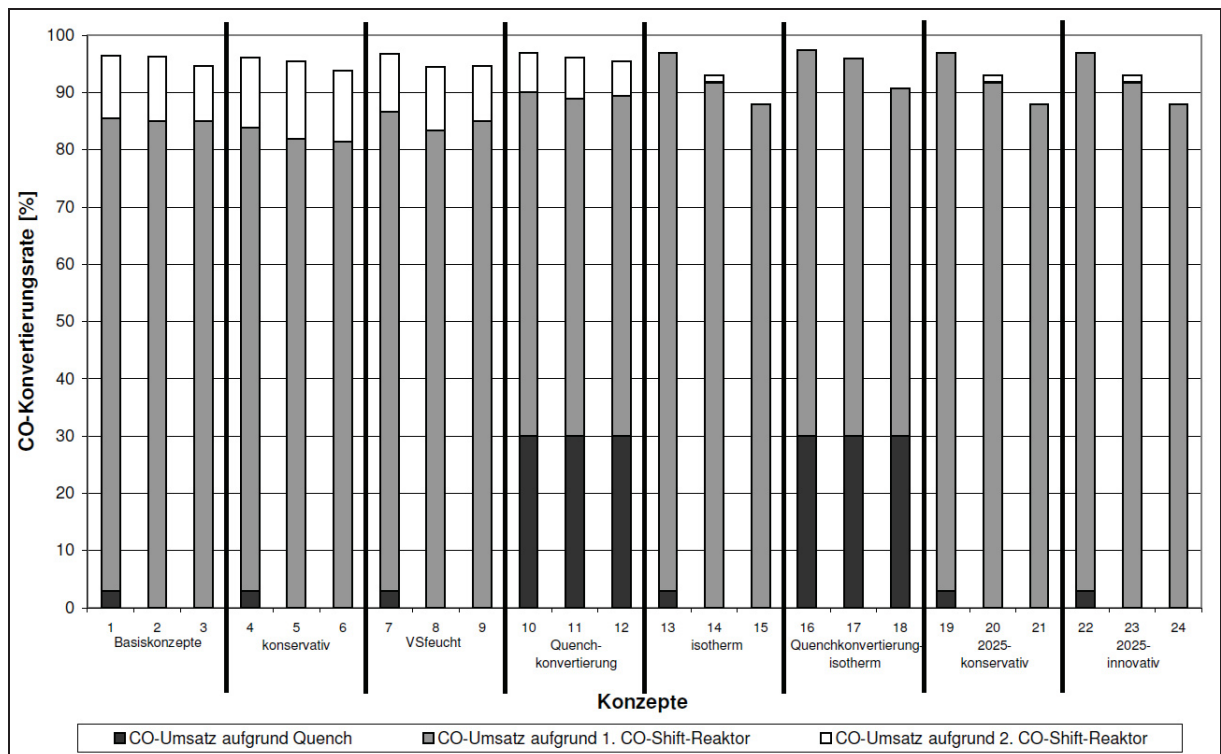
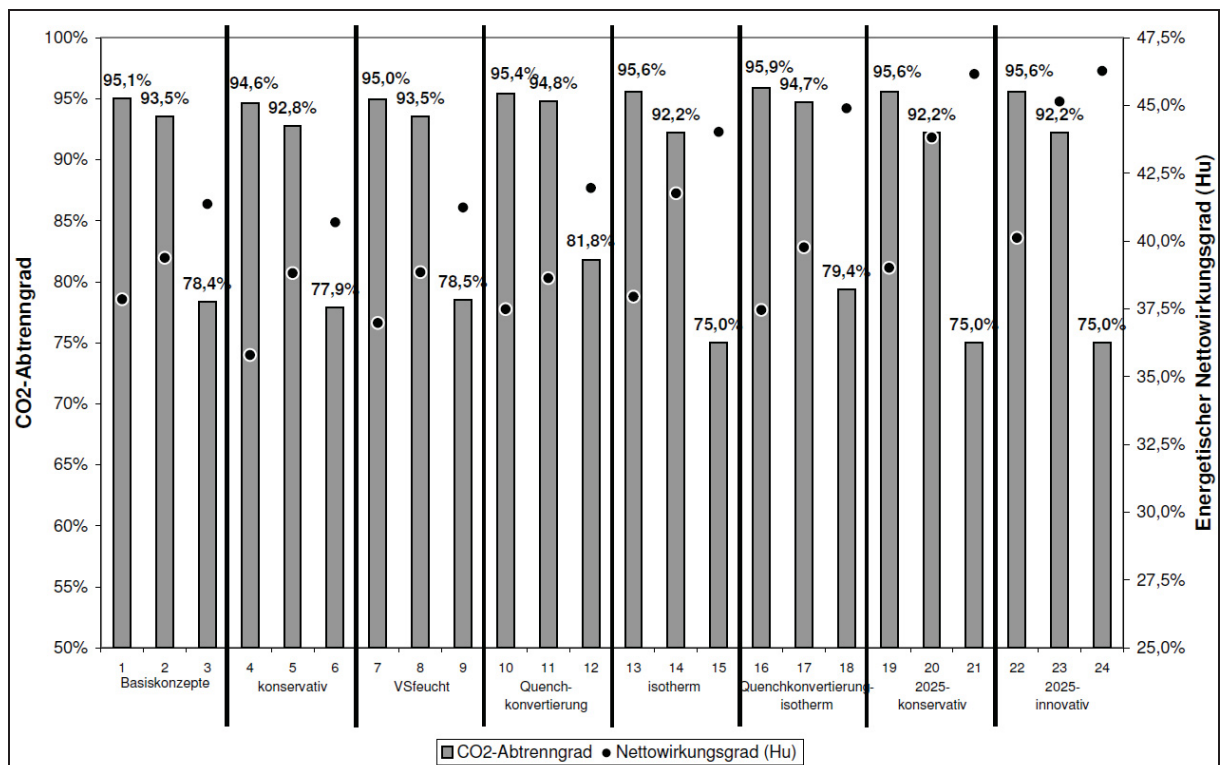


Abbildung C.56: CO-Konvertierungsrate in den jeweiligen Konvertierungsstufen aller Konzepte

Abbildung C.57: CO₂-Abtrenngrad aller Konzepte